

**UNIVERSIDADE NOVA DE LISBOA**

**FACULDADE DE CIÊNCIAS E TECNOLOGIA**

**Departamento de Ciências e Engenharia do Ambiente**

# **Contributo para a Utilização de Modelos de Simulação Dinâmica no Dimensionamento de Processos de Lamas Activadas**

**SÓNIA CRISTINA MARQUES ATALAIA POMBO**

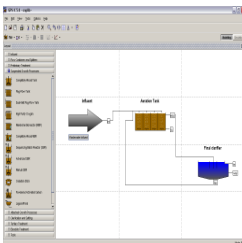
Dissertação apresentada na Faculdade de Ciências e Tecnologia da Universidade Nova de Lisboa para obtenção do grau de Mestre em Engenharia Sanitária

Orientador Científico

**Professor Doutor António Pedro de Macedo Coimbra Mano**

**LISBOA, 2010**





*“Recent developments on the modeling of activated sludge may be regarded as one of the most significant achievements in environmental science and technology today. They provided a giant improvement in the mechanistic understanding of activated sludge.”*

INSEL *et al*, in WATER SCIENCE AND TECHNOLOGY, 2002



## AGRADECIMENTOS

---

Quero aqui expressar os meus sinceros agradecimentos a todos aqueles que contribuíram para a concretização deste trabalho.

Agradeço ao meu orientador, o Professor Doutor António Pedro Mano, pela forma como delineou e conduziu o desenvolvimento deste trabalho, bem como o apoio demonstrado e os conselhos transmitidos.

À SIMARSUL e aos técnicos responsáveis pela ETAR de Fernão Ferro, agradeço a disponibilidade demonstrada e a colaboração prestada na obtenção dos elementos necessários.

À empresa canadiana HYDROMANTIS por ter disponibilizado o programa GPS-X, sem o qual não teria conseguido cumprir os objectivos a que me propus.

Agradeço à HIDROPROJECTO o apoio facultado e, em particular aos meus colegas e amigos Lia Reis, Margarida Monte, Pedro Almeida, Ricardo Telo, Susana Sequeira e Vânia Jesus, as palavras diárias de alento, a troca de ideias e a partilha de conhecimentos.

Aos meus amigos mais próximos, agradeço os constantes incentivos.

À minha Família, especialmente aos meus pais e irmão, agradeço a partilha dos bons e dos maus momentos, bem como todo o carinho, compreensão e apoio incondicionais.

À mica....

A todos, muito obrigada!



### CONTRIBUTO PARA A UTILIZAÇÃO DE MODELOS DE SIMULAÇÃO DINÂMICA NO DIMENSIONAMENTO DE PROCESSOS DE LAMAS ACTIVADAS

Uma das grandes preocupações a nível mundial prende-se sobretudo com a preservação do meio ambiente. Em particular, no caso das águas residuais geradas em grandes áreas urbanas e industriais, cujo impacto ambiental é muito significativo, tornou-se necessário impor limites de descarga mais restritivos o que tem levado a investir um grande esforço na melhoria e desenvolvimento dos processos de tratamento.

A construção de novas instalações de tratamento e a reabilitação e, ou beneficiação de infra-estruturas existentes, com vista à melhoria do seu desempenho hidráulico e sanitário, requer, cada vez mais, um estudo económico pormenorizado e cuidado de todas as etapas de tratamento disponíveis. Neste sentido, para cada tipo de efluente deve preconizar-se a solução óptima que leva a um desempenho mais eficiente e menos dispendioso, recorrendo a modelos matemáticos que descrevam a evolução das características físicas, químicas e biológicas da água residual a tratar.

Nos últimos anos, a modelação matemática de processos de tratamento de águas residuais tornou-se uma ferramenta mundialmente aceite na prática de engenharia e amplamente utilizada por empresas de consultoria e entidades reguladoras.

A crescente consciência e preocupação ambiental, observada sobretudo, nas duas últimas décadas, conduziram uma melhoria significativa da tecnologia de tratamento de águas residuais no campo da modelação matemática. O aumento de conhecimentos sobre os mecanismos de degradação biológica dos processos de tratamento por lamas activadas, resultou na publicação de uma série de modelos matemáticos actualmente utilizados como instrumentos de planeamento, projecto, análise e operação de infra-estruturas de tratamento.

A presente dissertação pretende demonstrar que a modelação é uma parte essencial no dimensionamento de uma ETAR, evidenciando que os modelos matemáticos podem e devem ser utilizados para antever a resposta dinâmica dos sistemas biológicos a perturbações diversas, permitindo, na fase de projecto, a implementação de estratégias que garantam, na fase de exploração, um maior e melhor desempenho dos processos biológicos.

*Palavras-chave:* lamas activadas, modelação, simulação dinâmica, ASM1.

### CONTRIBUTION TO THE USE OF DYNAMIC SIMULATION MODELS IN THE DESIGN OF ACTIVATED SLUDGE PROCESSES

One of the major global concerns is the preservation of the environment. In particular, the case of wastewater generated in large urban and industrial areas, with a potential of causing significant environmental impact, it became necessary to impose more stringent discharge limits. This has led to a great effort being invested in the improvement and development of treatment processes.

The construction of new treatment facilities, along with the rehabilitation and upgrading of existing infra-structure, in order to improve its hydraulic performance and health requirements, has led to more focus being placed in economic studies and great care in designing all stages of treatment. In this regard, for each type of wastewater effluent concerned, the use of mathematical models that describe the evolution of wastewater in its physical, chemical and biological characteristics, appear as an essential tool in recommending the optimal solution, that is to say, the most efficient and cost effective solution.

In recent years, the mathematical modeling of wastewater treatment processes became a widely accepted tool in engineering practice and is widely used by consulting firms and regulators.

The growing awareness and environmental concern, observed especially in the last two decades, led to significant improvements to the technology of wastewater treatment in the field of mathematical modeling. Increased knowledge regarding the mechanisms of biological degradation processes by activated sludge treatment, resulted in the development and publication of a series of mathematical models currently used as instruments of planning, design, testing and operation of infrastructure for treatment.

This thesis seeks to show that modeling is an essential part in the design of a wastewater treatment plant, showing that mathematical models can and should be used to predict the dynamic response of biological systems to various disturbances, being an important tool in the design stage, and more so to the decision making processes regarding the implementation of strategies in the operation stage, contributing to a larger and better performance of biological processes.

*Key-words:* activated sludge, modeling, dynamic simulation, ASM1.



# SIMBOLOGIA E ABREVIATURAS

---

## ABREVIATURAS

ASM1	Activated Sludge Model N.º 1
ASM2	Activated Sludge Model N.º 2
ASM3	Activated Sludge Model N.º 3
IWA	International Water Association
IAWQ	International Association Water Quality
RDS	Reactor descontinuo sequencial
SBR	Sequential Batch Reactor
IL	Idade de lamas
TRS	Tempo de retenção de sólidos
IVL	Índice Volumétrico de Lamas (mg/L)
MLSS	Mixed Liquor Suspended Solids
F/M	Food/Microorganisms
IVLD	Índice Volúmico de Lamas Diluídas (ml/g)
IAWPRC	International Association on Water Pollution Research and Control
ASIM	Activated Sludge SIMulation Program
DHI	Danish Hydraulic Institute
STOAT	Sewage Treatment Optimization and Analysis over Time
WRc	Water Research Center
ETAR	Estação de Tratamento de Água Residual
EPAS	Environmental Consulting Company
MSL	Model Specification Language.
SIMBA	SIMulation programmes für die Biologische Abwasserreinigung
IFAK	Institut für Automation und Kommunikation
HSG	Hochschulgruppe
STOWA	Stichting Toegepast Onderzoek Waterbeheer
WERF	Water Environment Research Foundation
CNLIB	Carbon – Nitrogen library
CNIPLIB	Carbon – Nitrogen – Industrial Pollutant library
CNPLIB	Carbon – Nitrogen – Phosphorus library
CNIPLIB	Carbon – Nitrogen – Phosphorus – Industrial Pollutant library
CN2LIB	Advanced Carbon – Nitrogen library
CN2IP	Advanced Carbon – Nitrogen – Industrial Pollutant library
hab.eq.	Habitante equivalente
U.V.	Ultra-violeta
C.A.	Campanha analítica

## SÍMBOLOGIA

C	Carbono orgânico
N	Azoto
P	Fósforo
O	Oxigénio
H	Hidrogénio
F/M	rácio alimento/microrganismos (kg CBO <sub>5</sub> /kg MLSS.dia)
CBO <sub>5</sub>	Carência bioquímica de oxigénio
CQO	Carência química de oxigénio
NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	lão amónio
N <sub>2</sub>	Azoto atmosférico
NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	lão nitrito
NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	lão nitrato
O <sub>2</sub>	Oxigénio molecular
NH <sub>3</sub>	Amónia
CO <sub>2</sub>	Dióxido de carbono
H <sub>2</sub> O	Água
NH <sub>2</sub> OH	Hidroxilamina
HNO <sub>2</sub>	Ácido nitroso
H <sup>+</sup>	lão hidrogénio
e <sup>-</sup>	Electrão
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	Bicarbonato
NO	Monóxido de azoto
N <sub>2</sub> O	Óxido nitroso
CH <sub>3</sub> OH	Metanol
OH <sup>-</sup>	lão hidróxido
CH <sub>3</sub> COOH	Ácido acético
CH <sub>4</sub>	Metano
H <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	Ácido carbónico
CaCO <sub>3</sub>	Carbonato de cálcio
Q <sub>0</sub>	Caudal afluente (m <sup>3</sup> /h)
S <sub>0</sub>	Concentração de substrato no afluente (kg CBO <sub>5</sub> /m <sup>3</sup> )
X <sub>0</sub>	Concentração de microrganismos no afluente (kg SSV/m <sup>3</sup> )
V	Volume do tanque de arejamento (m <sup>3</sup> )
X	Concentração de microrganismos no tanque de arejamento (kg SSV/m <sup>3</sup> )
V <sub>d</sub>	Volume do decantador secundário (m <sup>3</sup> )
Q <sub>e</sub>	Caudal de efluente tratado (m <sup>3</sup> /h)
S <sub>e</sub>	Concentração de substrato no efluente tratado (kg CBO <sub>5</sub> /m <sup>3</sup> )
X <sub>e</sub>	Concentração de microrganismos no efluente tratado (kg SSV/m <sup>3</sup> )
Q <sub>w</sub>	Caudal de purga de lamas (m <sup>3</sup> /h)

$S_w$	Concentração de substrato na purga de lamas (kg CBO <sub>5</sub> /m <sup>3</sup> )
$X_w$	Concentração de microrganismos na purga de lamas (kg SSV/m <sup>3</sup> )
$Q_r$	Caudal de recirculação de lamas (m <sup>3</sup> /h)
$S_r$	Concentração de substrato na recirculação de lamas (kg CBO <sub>5</sub> /m <sup>3</sup> )
$X_r$	Concentração de microrganismos na recirculação de lamas (kg SSV/m <sup>3</sup> )
$\theta_c$	Tempo de retenção de sólidos (dia)
$C_v$	Carga volúmica (kg de CBO <sub>5</sub> /m <sup>3</sup> .dia)
$\theta_s$	Tempo de retenção hidráulico do sistema (h)
SST	Sólidos suspensos totais (mg SST.L <sup>-1</sup> )
SSV	Sólidos suspensos voláteis (mg SSV.L <sup>-1</sup> )
SSVnb	Sólidos Suspensos Voláteis não biodegradáveis
$P_{X,SSV}$	Produção de lamas (kg SSV/dia)
$Y_{obs}$	Rendimento observado (g SSV/g substrato removido)
$r_{Xt,SSV}$	Taxa de produção de SSV totais (g/m <sup>3</sup> .dia)
$r_{su}$	Taxa de utilização de substrato solúvel (g/m <sup>3</sup> .dia)
$X_{o,i}$	Concentração de SSVnb (g/m <sup>3</sup> )
$k_d$	Coeficiente de decaimento endógeno (g SSV/g SSV.dia)
$X$	Concentração de biomassa (microrganismos) (g/m <sup>3</sup> )
$k$	Taxa de utilização máxima específica de substrato (g substrato/g microrganismos.dia)
$K_s$	Constante de meia saturação (representa a concentração de substrato para a qual a velocidade de crescimento é metade da velocidade de crescimento máxima) (mg/L)
$S$	Concentração de substrato em solução, limitante para o crescimento de microrganismos (g/m <sup>3</sup> )
$\mu_{max}$	Taxa máxima específica de crescimento de microrganismos (g novas células/g células.dia)
$Y$	Rendimento da biomassa (g biomassa produzida/g substrato consumido)
$R_0$	Necessidades de oxigénio (kg/dia)
$f_d$	Fracção remanescente de biomassa como resíduo celular (g/g)
$k_{dn}$	Coeficiente de decaimento endógeno dos microrganismos nitrificantes (dia <sup>-1</sup> )
$r_g$	Taxa de crescimento de microrganismos (kg SSV/m <sup>3</sup> .dia)
$r_d$	Taxa de decaimento de microrganismos por respiração endógena (kg SSV/m <sup>3</sup> .dia)
$\frac{dX}{dt}$	Taxa de acumulação de microrganismos no sistema (kg SSV/m <sup>3</sup> .dia)
$\left(\frac{dS}{dt}\right)_{CON}$	Taxa de consumo do substrato por processos biológicos (kg CBO <sub>5</sub> /m <sup>3</sup> .dia)
$\left(\frac{dS}{dt}\right)_{ACUM}$	Taxa de acumulação de substrato no sistema (kg CBO <sub>5</sub> /m <sup>3</sup> .dia)
$\theta_{min}$	tempo de retenção de sólidos mínimo (dia)
$SS_0$	Concentração de sólidos em suspensão no afluente (kg SS/m <sup>3</sup> )
$X'_w$	Concentração de sólidos em suspensão na purga de lamas (kg SS/m <sup>3</sup> )
$X'_e$	Concentração de sólidos no afluente (kg SS/m <sup>3</sup> )
$\frac{dSS_0}{dt}$	Taxa de metabolização microbiana dos sólidos em suspensão no afluente (kg

	SS/m <sup>3</sup> .dia)
$\frac{dSS}{dt}$	Taxa de acumulação da concentração de sólidos em suspensão no sistema (kg SS/m <sup>3</sup> .dia)
P <sub>X</sub>	Produção de microrganismos nas lamas activadas (kg SS/dia)
P <sub>SS</sub>	Carga de sólidos em suspensão não metabolizados no afluente (kg SS/dia)
X'	Concentração de sólidos em suspensão no licor misto (kg SS/m <sup>3</sup> )
X' <sub>r</sub>	Concentração de sólidos em suspensão na recirculação de lamas (kg/m <sup>3</sup> )
A	Área superficial do decantador (m <sup>2</sup> )
h <sub>1</sub>	Altura da zona de água clarificada (m)
h <sub>2</sub>	Altura da zona de separação (m)
h <sub>3</sub>	Altura da zona de armazenamento (m)
h <sub>4</sub>	Altura da zona de compactação (m)
R	Razão de recirculação (Q <sub>recirculação</sub> /Q <sub>máximo em tempo húmido</sub> )
t <sub>E</sub>	Tempo de espessamento (h)
S <sub>I</sub>	Matéria orgânica inerte solúvel (mg/L em CQO)
S <sub>S</sub>	Substrato solúvel rapidamente biodegradável (mg/L em CQO)
X <sub>I</sub>	Matéria orgânica inerte particulada (mg/L)
X <sub>S</sub>	Substrato particulado lentamente biodegradável (mg/L em CQO)
X <sub>BH</sub>	Biomassa heterotrófica (mg/L em CQO)
X <sub>BA</sub>	Biomassa autotrófica (mg/L em CQO)
X <sub>P</sub>	Matéria orgânica particulada inerte resultante do decaimento da biomassa (mg/L em CQO)
S <sub>O</sub>	Oxigénio solúvel (mg/L em O <sub>2</sub> )
S <sub>NO</sub>	Azoto sob a forma de nitritos e nitratos (mg/L em N)
S <sub>NH</sub>	Azoto sob a forma de NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> + NH <sub>3</sub> (mg/L em N)
S <sub>ND</sub>	Azoto orgânico solúvel biodegradável (mg/L em N)
X <sub>ND</sub>	Azoto orgânico particulado biodegradável (mg/L em N)
S <sub>ALK</sub>	Alcalinidade (molar)
ρ <sub>1</sub>	Taxa do processo de crescimento aeróbio da biomassa heterotrófica
ρ <sub>2</sub>	Taxa do processo de crescimento anóxico da biomassa heterotrófica
ρ <sub>3</sub>	Taxa do processo de crescimento aeróbio da biomassa autotrófica
ρ <sub>4</sub>	Taxa do processo de decaimento da biomassa heterotrófica
ρ <sub>5</sub>	Taxa do processo de decaimento da biomassa autotrófica
ρ <sub>6</sub>	Taxa do processo de amonificação do azoto orgânico solúvel
ρ <sub>7</sub>	Taxa do processo de hidrólise da matéria orgânica particulada
ρ <sub>8</sub>	Taxa do processo de hidrólise do azoto orgânico
Y <sub>H</sub>	Rendimento celular da biomassa heterotrófica (g biomassa CQO formada/g CQO oxidado)
f <sub>P</sub>	Fracção da biomassa que origina produtos particulados
i <sub>XB</sub>	Massa de azoto/massa de CQO na biomassa (g N/g CQO na biomassa)
i <sub>XP</sub>	Massa de azoto/massa de CQO nos produtos da biomassa (g N/g CQO na massa endógena)

$Y_A$	Rendimento celular da biomassa autotrófica (g biomassa CQO formada/g N oxidado)
$\mu_H$	Taxa máxima específica do crescimento da biomassa heterotrófica ( $\text{dia}^{-1}$ )
$k_h$	Taxa máxima específica de hidrólise (g CQO lentamente biodegradável/g CQO celular.dia)
$K_S$	Coeficiente de meia-saturação para a biomassa heterotrófica (g CQO/ $\text{m}^3$ )
$K_X$	Coeficiente de meia-saturação para a hidrólise de substrato (g CQO lentamente biodegradável/g CQO celular)
$K_{OH}$	Coeficiente de meia-saturação em oxigénio para a biomassa heterotrófica (g $\text{O}_2$ / $\text{m}^3$ )
$\mu_A$	Taxa máxima específica do crescimento da biomassa autotrófica ( $\text{dia}^{-1}$ )
$K_{NO}$	Coeficiente de meia-saturação em azoto para a biomassa heterotrófica (g N- $\text{NO}_3^-$ / $\text{m}^3$ )
$K_{NH}$	Coeficiente de meia-saturação em azoto amoniacal para a biomassa autotrófica (g N- $\text{NH}_4^+$ / $\text{m}^3$ )
$b_H$	Coeficiente de decaimento da biomassa heterotrófica ( $\text{dia}^{-1}$ )
$b_A$	Coeficiente de decaimento da biomassa autotrófica ( $\text{dia}^{-1}$ )
$\eta_g$	Factor de correcção de $\mu_H$ em condições anóxicas (adimensional)
$K_{OA}$	Coeficiente de meia-saturação em oxigénio para a biomassa autotrófica (g $\text{O}_2$ / $\text{m}^3$ )
$\eta_h$	Factor de correcção da hidrólise em condições anóxicas
$k_a$	Taxa específica de amonificação ( $\text{m}^3$ CQO/g.dia)
$S_{ti}$	Concentração de CQO total afluente (mg/L)
$S_{ui}$	Concentração de matéria orgânica não biodegradável afluente (mg CQO/L)
$S_{bi}$	Concentração de matéria orgânica biodegradável afluente (mg CQO/L)
$S_{bsi}$	Concentração de matéria orgânica solúvel biodegradável afluente (mg CQO/L)
$S_{bpi}$	Concentração de matéria orgânica particulada biodegradável afluente (mg CQO/L)
$S_{usi}$	Concentração de matéria orgânica solúvel não biodegradável afluente (mg CQO/L)
$S_{upi}$	Concentração de matéria orgânica particulada não biodegradável afluente (mg CQO/L)
$f_{up}$	Fracção de matéria orgânica particulada não biodegradável relativamente à $\text{CQO}_{\text{total}}$ (mg CQO/mg)
$f_{us}$	Fracção de matéria orgânica solúvel não biodegradável relativamente à $\text{CQO}_{\text{total}}$ (mg CQO/mg)
$f_{bs}$	Fracção de matéria orgânica solúvel biodegradável relativamente à $\text{CQO}_{\text{total}}$ (mg CQO/mg)
$f_{ts}$	Fracção de matéria orgânica total solúvel relativamente à $\text{CQO}_{\text{total}}$ (mg CQO/mg)
TKN	Azoto Kjeldahl ( $\text{NK}_j$ )
$N_{ti}$	Concentração de $\text{NK}_j$ no afluente (mg N/L)
$N_{ai}$	Concentração de amónia no afluente (mg N/L)
$N_{ui}$	Concentração de azoto orgânico não biodegradável solúvel no afluente (mg N/L)
$N_{oi}$	Concentração de azoto orgânico biodegradável no afluente (mg N/L)
$N_{pi}$	Concentração de azoto orgânico não biodegradável particulado no afluente (mg N/L)
$f_{na}$	Fracção amónia/ $\text{NK}_{j\text{total}}$ (mg N/mg N)
$f_{nu}$	Fracção de azoto orgânico não biodegradável solúvel (mg N/mg N)
$f_n$	Razão $\text{NK}_{j\text{total}}$ /SSV da CQO não biodegradável particulada (mg N/mg SSV)

$f_{cv}$	Razão CQO/SSV da CQO não biodegradável particulada (mg CQO/mg SSV)
$X_{ij}$	Matéria volátil biodegradável

1	INTRODUÇÃO .....	23
2	OBJECTIVOS A ATINGIR.....	27
3	PROCESSOS BIOLÓGICOS DE TRATAMENTO POR LAMAS ACTIVADAS .....	31
3.1	Considerações gerais.....	31
3.2	Caracterização do processo.....	31
3.3	Remoção biológica de azoto .....	38
3.3.1	Caracterização geral do processo.....	38
3.3.2	Processos de transformação dos compostos de azoto – ciclo do azoto .....	39
3.3.3	Nitrificação .....	42
3.3.4	Desnitrificação .....	44
4	CONCEPÇÃO E DIMENSIONAMENTO .....	49
4.1	Princípios e conceitos básicos .....	49
4.1.1	Seleção do tipo de rector .....	49
4.1.2	Cinética microbiana .....	50
4.1.3	Parâmetros de dimensionamento e funcionamento do sistema .....	52
4.1.4	Produção de lamas.....	55
4.1.5	Necessidades de oxigénio .....	57
4.1.6	Nutrientes – relação C:N:P.....	58
4.1.7	Outros requisitos químicos.....	58
4.1.8	Utilização de selectores.....	59
4.2	Dimensionamento de um rector biológico em mistura completa .....	59
4.2.1	Considerações prévias .....	59
4.2.2	Balanço de massa aos microrganismos.....	60
4.2.3	Balanço de massa ao substrato .....	62
4.2.4	Cálculo do volume do tanque de arejamento.....	63
4.2.5	Purga de lamas .....	68
4.2.6	Caudal de recirculação de lamas .....	71
4.3	Dimensionamento do decantador secundário.....	73
5	MODELAÇÃO DO PROCESSO DE LAMAS ACTIVADAS.....	81
5.1	Classificação dos modelos.....	81
5.2	Modelação empírica versus modelação dinâmica .....	82
5.3	Modelação dinâmica.....	84
5.3.1	Modelos matemáticos.....	84
5.3.2	Programas disponíveis no mercado.....	86
5.4	Variáveis de estado .....	91
5.4.1	Conceitos iniciais .....	91
5.4.2	Caracterização dos substratos de carbono.....	92

5.4.3	Componentes do azoto.....	94
5.5	Processos e parâmetros do modelo.....	96
5.5.1	Processos de conversão e componentes do processo.....	96
5.5.2	Equações do modelo ASM1 .....	101
5.6	Restrições do modelo ASM1 .....	103
5.7	Caracterização das águas residuais .....	104
5.7.1	Parâmetros e componentes do modelo.....	104
5.7.2	Caracterização físico-química versus caracterização biológica.....	107
5.7.3	Valores característicos de águas residuais domésticas.....	110
5.8	Calibração do modelo.....	112
6	CASO DE ESTUDO.....	117
6.1	Considerações prévias .....	117
6.2	Caracterização do programa GPS-X.....	117
6.2.1	Principais módulos e ferramentas .....	117
6.2.2	Tabela de processos .....	119
6.2.3	Modelos incluídos no GPS-X.....	121
6.2.4	Bibliotecas do programa .....	123
6.3	Descrição geral da ETAR .....	124
6.3.1	Localização .....	124
6.3.2	Linha de tratamento.....	124
6.3.3	Caracterização da instalação existente.....	127
6.3.4	Dados de projecto.....	130
6.3.5	Dados de exploração disponíveis.....	134
6.4	Modelação da ETAR.....	134
6.4.1	Construção do modelo.....	134
6.4.2	Dados de entrada do modelo .....	135
6.4.3	Calibração e validação do modelo.....	137
6.4.4	Aplicação do modelo e apresentação dos resultados.....	147
6.4.5	Discussão dos resultados obtidos .....	151
7	CONSIDERAÇÕES FINAIS.....	157
8	SUGESTÕES PARA INVESTIGAÇÃO FUTURA.....	161
9	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....	165

## ANEXOS

ANEXO I Dados de projecto da ETAR de Fernão Ferro

ANEXO II Dados de entrada – “*inputs*” do modelo

ANEXO III Representação gráfica da calibração do modelo

ANEXO IV Resultados obtidos através da aplicação do modelo calibrado



Figura 3.1 – Representação esquemática de um processo por lamas activadas .....	32
Figura 3.2 – Ciclo do azoto .....	41
Figura 3.3 – Transformações dos compostos de azoto observados nos processos de tratamento biológicos (adaptado de Metcalf and Eddy, 2003) .....	42
Figura 4.1 – Representação esquemática do diagrama linear de um sistema de tratamento por lamas activadas .....	51
Figura 4.2 – Tempo de retenção de sólidos (dia) versus concentração do substrato efluente (mg/L) e eficiência de remoção (%) .....	66
Figura 4.3 – Variação do índice volumétrico de lamas (IVL) com a carga mássica (F/M) .....	68
Figura 4.4 - Representação esquemática do diagrama linear de um sistema de tratamento por lamas activadas: volumes, caudais e concentrações de sólidos em suspensão .....	69
Figura 4.5 - Representação esquemática dos volumes, caudais e concentrações de sólidos em suspensão – balanço ao decantador secundário .....	71
Figura 4.6 – Perfil típico de concentração de sólidos – Profundidade do decantador secundário (fonte: Espírito Santo, 2007) .....	76
Figura 5.1 – Entradas, bases de cálculo e saídas dos modelos empíricos e dos modelos de simulação dinâmica (adaptado de Ekama, 2009) .....	84
Figura 5.2 – Componentes da CQO no modelo ASM1 (figura adaptada de Petersen <i>et al</i> , 2003) .....	93
Figura 5.3 – Componentes do azoto total no modelo ASM1 (figura adaptada de Petersen <i>et al</i> , 2003) .....	95
Figura 5.4 – Interações entre os vários componentes (figura adaptada de David <i>et al</i> , 2009) .....	96
Figura 5.5 – Representação esquemática dos processos envolvidos no modelo ASM1 (adaptado de Petersen <i>et al.</i> , 2003) .....	97
Figura 5.6 – Representação esquemática das diferentes fracções de CQO <sub>TOTAL</sub> presentes nas águas residuais domésticas (fonte: Ekama e Marais, 1984) .....	105
Figura 5.7 – Representação esquemática das diferentes fracções de azoto Kjeldahl total presentes nas águas residuais domésticas (fonte: Ekama e Marais, 1984) .....	106
Figura 5.8 – Representação esquemática da caracterização físico-química das componentes do modelo ASM1, presentes nas águas residuais (adaptado de Petersen <i>et al.</i> , 2003) .....	108
Figura 5.9 – Representação esquemática da caracterização biológica das componentes do modelo ASM1, através da aplicação directa de vários métodos (como a respirometria ou as taxas de utilização do nitrato) (adaptado de Petersen <i>et al.</i> , 2003) .....	109
Figura 5.10 – Representação esquemática de uma sugestão de caracterização biológica das componentes do modelo ASM1, através da aplicação combinada de métodos físico-químicos e biológicos (adaptado de Petersen <i>et al.</i> , 2003) .....	110
Figura 5.11 – Representação esquemática da rotina a implementar para a estimativa dos parâmetros do modelo (adaptado de Petersen <i>et al.</i> , 2003) .....	113
Figura 6.1 – Extracto de ortofotomapa: visualização da localização da ETAR de Fernão Ferro .....	124
Figura 6.2– Extracto de ortofotomapa: visualização da ETAR de Fernão Ferro .....	125
Figura 6.3 – Diagrama simplificado das fases líquida e sólida da ETAR de Fernão Ferro .....	126
Figura 6.4 – Diagrama linear da etapa de tratamento biológico da ETAR de Fernão Ferro – “ <i>layout</i> ” do programa GPS-X .....	134
Figura 6.5 – Caudais médios diários medidos durante o período experimental observado (5 de Junho de 2008 a 22 de Dezembro de 2009) .....	136

Figura 6.6 – Concentrações de CBO <sub>5</sub> e SST medidas e estimadas durante o período experimental observado (5 de Junho de 2008 a 22 de Dezembro de 2009).....	137
Figura 6.7 – Concentrações de CQO e NKj medidas e estimadas durante o período experimental observado (5 de Junho de 2008 a 22 de Dezembro de 2009).....	137
Figura 6.8 – Resultados obtidos na 1ª etapa de calibração do modelo – Resultados da simulação dinâmica <i>versus</i> resultados da campanha analítica.....	139
Figura 6.9 – Resultados obtidos na última etapa de calibração do modelo – Resultados da simulação dinâmica <i>versus</i> resultados da campanha analítica.....	146
Figura 6.10 – Diagrama linear da etapa de tratamento biológico da ETAR de Fernão Ferro – Afluência do conteúdo de fossas sépticas .....	148
Figura 6.11 – Fraccionamento do caudal médio diário e da concentração dos parâmetros CBO <sub>5</sub> e SST ao longo de um período de 24h.....	150
Figura 6.12 – Fraccionamento da concentração dos parâmetros CQO solúvel e NKj ao longo de um período de 24h.....	150

Quadro 3.1 – Descrição dos vários processos de lamas activadas para remoção da $\text{CBO}_5$ e nitrificação (Qasim, 2000; Metcalf and Eddy, 2003) .....	32
Quadro 3.2 – Principais parâmetros de dimensionamento associados aos diversos processos de lamas activadas (Qasim, 2000; Metcalf and Eddy, 2003).....	37
Quadro 3.3 – Reacções promovidas pelas bactérias nitrificantes durante o processo de nitrificação e a respectiva variação da energia livre.....	43
Quadro 4.1 – Valores típicos para o tempo de retenção de sólidos e respectivos factores inibidores observados em sistemas de tratamentos por lamas activadas (adaptado de Metcalf and Eddy, 2003) .....	53
Quadro 4.2 – Principais parâmetros operacionais dos processos de lamas activadas versus respectivos regimes de funcionamento (adaptado de Metcalf and Eddy, 2003) .....	55
Quadro 4.3 – Valores típicos para os coeficientes cinéticos associados a águas residuais domésticas (adaptado de Qasim, 2000; Metcalf and Eddy, 2003) .....	65
Quadro 4.4 – Altura de lâmina líquida no decantador secundário (adaptado de WEF-ASCE, 2006) ...	75
Quadro 4.5 – Principais critérios de dimensionamento associados à operação de decantação secundária em processos de lamas activadas <sup>a</sup> .....	77
Quadro 5.1 – Classificação dos principais tipos de modelos e respectiva aplicabilidade .....	81
Quadro 5.2 – Caracterização sumária dos principais programas existentes no mercado (Olsson and Newell, 1999; Melcer et al., 2003; Ferreira, 2006) .....	86
Quadro 5.3 – Variáveis de estado e respectivos processos incluídos no modelo ASM1 (Smets et al., 2006) .....	92
Quadro 5.4 – Matriz de Petersen para o modelo ASM1 (Adaptado de: Henze <i>et al.</i> , 1987).....	99
Quadro 5.5 – Parâmetros cinéticos e coeficientes estequiométricos incluídos no modelo ASM1 (adaptado de Grady <i>et al.</i> , 1999) .....	103
Quadro 5.6 – Valores característicos para os parâmetros cinéticos e coeficientes estequiométricos incluídos no modelo ASM1, para as águas residuais domésticas a pH neutro (adaptado de Jeppsson, 1996; Grady <i>et al.</i> , 1999).....	111
Quadro 6.1 – Principais características da água residual afluyente à ETAR de Fernão Ferro.....	130
Quadro 6.2 – Objectivos de qualidade do efluente tratado da ETAR de Fernão Ferro.....	131
Quadro 6.3 – Relações entre os principais parâmetros físico-químicos, coeficientes estequeométricos e parâmetros cinéticos incluídos no modelo “ <i>mantis</i> ” .....	138
Quadro 6.4 – Sistematização das etapas de calibração do modelo efectuadas .....	141
Quadro 6.5 – Valores finais resultantes da calibração do modelo – relações entre os principais parâmetros físico-químicos, coeficientes estequeométricos e parâmetros cinéticos .....	145
Quadro 6.6 – Valores característicos das lamas de fossas sépticas (adaptado de Crites and Tchobanoglous, 1998).....	148
Quadro 6.7 – Percentagens atribuídas no fraccionamento do caudal e cargas afluentes à ETAR para um período de 24h .....	149



# INTRODUÇÃO

---



*“Modelling of activated sludge processes has become a common part of the design and operation of wastewater treatment plants. Today models are being used in design, control, teaching and research.”*

IWA TASK GROUP ON MATHEMATICAL MODELLING FOR  
DESIGN AND OPERATION OF BIOLOGICAL WASTEWATER  
TREATMENT, *in* IWA's Scientific and Technical Report series, 2000



# 1 Introdução

A preservação do meio ambiente constitui, actualmente, uma das grandes preocupações a nível mundial. No que se refere às águas residuais geradas em grandes áreas urbanas e industriais, cujo impacto ambiental é muito significativo, tornou-se necessário impor limites de descarga restritivos o que tem levado promovido um esforço significativo na melhoria e desenvolvimento dos processos de tratamento. Actualmente, nas modernas sociedades industrializadas, a gestão adequada das águas residuais geradas não é apenas uma opção, mas uma necessidade (Belanche *et al.*, 1999).

A construção de novas instalações de tratamento e a reabilitação/beneficiação de infra-estruturas existentes, com vista à melhoria do seu desempenho hidráulico e sanitário, requer, cada vez mais, um estudo económico detalhado de todas as etapas de tratamento disponíveis. A necessidade de controlo das descargas poluentes nos meios receptores tem motivado, em grande parte, a evolução recente no domínio da modelação e gestão de sistemas de tratamento de águas residuais. De facto, para cada tipo de efluente gerado deve preconizar-se a solução óptima que leva a um desempenho mais eficiente e menos dispendioso, recorrendo para isso, a modelos matemáticos que descrevam a evolução das características físicas, químicas e biológicas da água residual a tratar.

Nos últimos anos, a modelação matemática de processos de tratamento de águas residuais tornou-se uma ferramenta mundialmente aceite na prática de engenharia e amplamente utilizada por empresas de consultoria e entidades reguladoras (Morgenroth *et al.*, 2002).

A crescente consciência e preocupação ambiental, observada sobretudo, nas duas últimas décadas, conduziram a um contributo significativo da modelação matemática no domínio do tratamento de águas residuais (Kovács *et al.*, 2007). O aumento de conhecimentos sobre os mecanismos de degradação biológica dos processos de tratamento por lamas activadas, resultou na publicação de um conjunto de modelos matemáticos actualmente utilizados como instrumentos de planeamento, projecto, análise e operação de infra-estruturas de tratamento. De acordo com Grau *et al.* (2007), a modelação é uma parte essencial no design e operação de uma ETAR.

Os modelos matemáticos podem ser utilizados para prever a resposta dinâmica dos sistemas biológicos a perturbações diversas (Vanhooren *et al.*, 2003) (p.e. a alteração significativa das condições de afluência ou a deterioração da qualidade do efluente). Por outro lado, a modelação e simulação permitem a implementação de estratégias de controlo, com o objectivo de analisar e estabilizar o funcionamento das ETAR, garantindo um maior desempenho dos processos biológicos (Mussati *et al.*, 2002).

O recurso a instrumentos de modelação, na fase de dimensionamento dos sistemas, para análise do comportamento dinâmico e hidráulico dos processos unitários de tratamento envolvidos, assume, relevância crescente, sendo decisivo para as fases subsequentes de exploração, operação e gestão das infra-estruturas de tratamento. De facto, uma decisão tomada ao nível do projecto tem implicações ao longo de toda a vida útil da ETAR.

Face ao exposto, considera-se que a modelação matemática de sistemas de tratamento de águas residuais, constitui um instrumento de trabalho actual e de importância crescente no apoio à decisão.



# OBJECTIVOS A ATINGIR

---





## 2 Objectivos a atingir

A elaboração do presente documento teve origem na necessidade da autora, enquanto projectista de estações de tratamento de águas residuais, de aprofundar os seus conhecimentos relativamente à modelação computacional de sistemas de tratamento de águas residuais, como instrumento de trabalho e de apoio à decisão.

Nestas circunstâncias, a autora procurou, com base num caso de estudo, avaliar e produzir resultados operacionais previsíveis do comportamento de reactores biológicos de lamas activadas, através da avaliação de múltiplos cenários (como alterações das condições qualitativas e quantitativas de afluência e das variáveis nos controladores do sistema), por recurso ao modelo ASM1 da IWA, nomeadamente, ao programa GPS-X, desenvolvido pela empresa canadiana HYDROMANTIS.

Este estudo foi realizado com o objectivo de demonstrar que a aplicação da modelação e simulação dinâmica de processos de tratamento biológicos por lamas activadas, na fase de dimensionamento, constitui uma mais valia na selecção e optimização das melhores soluções de tratamento.



# PROCESSOS BIOLÓGICOS DE TRATAMENTO POR LAMAS ACTIVADAS



Neste capítulo apresenta-se uma breve caracterização dos processos de transformação da matéria orgânica veiculada nas águas residuais urbanas por recurso aos processos biológicos de tratamento de biomassa em suspensão (lamas activadas). Pretende-se abordar os aspectos mais relevantes associados aos regimes hidráulicos estabelecidos nos reactores biológicos e as principais configurações físicas deste tipo de sistemas. Caracteriza-se, ainda que sumariamente, o processo de remoção biológica de azoto e os mecanismos de conversão associados aos processos de transformação microbiana deste nutriente, materializados através do processo convencional de nitrificação-desnitrificação.



## 3 Processos biológicos de tratamento por lamas activadas

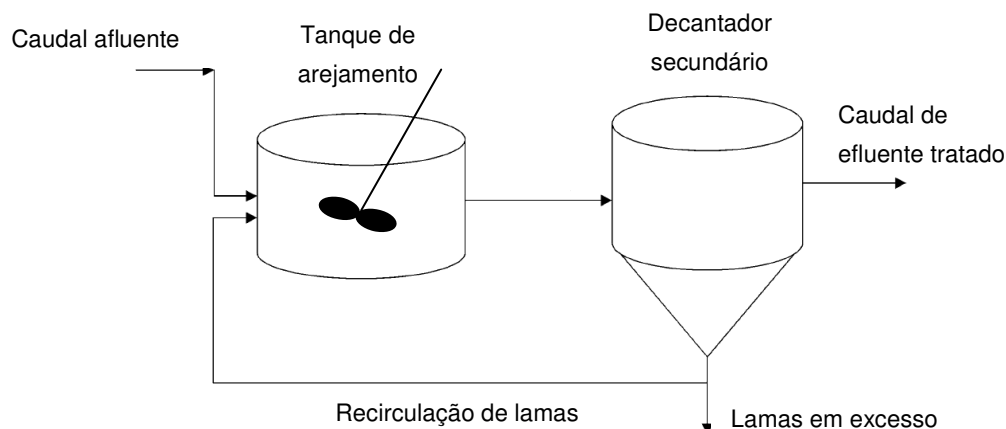
### 3.1 Considerações gerais

Os tratamentos biológicos por lamas activadas constituem um dos processos mais difundidos e comumente utilizados no tratamento de águas residuais urbanas (Mussati *et al.*, 2002). Os estudos que suportaram o desenvolvimento daquele processo de tratamento remontam ao ano 1880, e ao trabalho desenvolvido por Angus Smith que investigou o arejamento de água residual urbana e a oxidação da matéria orgânica. Arden e Lockett, em 1914, designaram este processo de “lamas activadas” pelo facto do arejamento potenciar o desenvolvimento de uma massa floculenta de microrganismos activos (biomassa suspensa) capaz de estabilizar a matéria orgânica presente na água residual (Metcalf & Eddy, 2003). Além da remoção de carbono orgânico (C), os processos de tratamento por lamas activadas podem, igualmente, promover a remoção biológica de azoto (N) e fósforo (P), em função da concepção, funcionamento e composição do efluente (Mussati *et al.*, 2002).

No essencial, os processos de tratamento por lamas activadas são idênticos aos processos que ocorrem na natureza (as condições são semelhantes), embora as concentrações de microrganismos e a sua densidade no floco sejam muito superiores. Deste modo, a cinética da reacção é superior e consequentemente, o volume de reacção diminui significativamente.

### 3.2 Caracterização do processo

Genericamente, um processo de tratamento por lamas activadas inclui as seguintes componentes: (i) um reactor biológico em que os microrganismos responsáveis pelo tratamento da água residual, são mantidos em suspensão e arejados; (ii) uma operação de separação sólido-líquido materializada, normalmente, através de um decantador estático, designado de decantador secundário; (iii) um sistema de recirculação de lamas provenientes do fundo do decantador secundário para o reactor biológico, com o objectivo de garantir uma concentração elevada de microrganismos, no reactor biológico; (iv) um sistema de extracção de lamas, com o objectivo de garantir uma concentração constante de microrganismos no reactor biológico (Metcalf & Eddy, 2003). Na figura seguinte apresenta-se esquematicamente um processo de tratamento por lamas activadas.



**Figura 3.1** – Representação esquemática de um processo por lamas activadas

Fonte: La Motta *et al*, 2007

O efluente é encaminhado para o reactor biológico (comummente designado por tanque de arejamento) onde é fornecido o oxigénio necessário para que os microrganismos metabolizem aeróbiamente a matéria orgânica. Os flocos de microrganismos formados são removidos numa operação de sedimentação, onde ocorre a separação da fase líquida (efluente tratado) e da fase sólida (lamas biológicas). A concentração de microrganismos no reactor biológico é garantida através da recirculação das lamas efectuada a partir do fundo do decantador. Num processo de lamas activadas as lamas em excesso são removidas do sistema (purga de lamas) e encaminhadas para a linha de tratamento da fase sólida. A purga de lamas é essencial para se garantir a manutenção de uma concentração de lama constante, sendo normalmente efectuada a partir do fundo do decantador (Metcalf and Eddy, 2003). Os processos de lamas activadas, podem apresentar várias configurações, as quais se resumem no quadro seguinte.

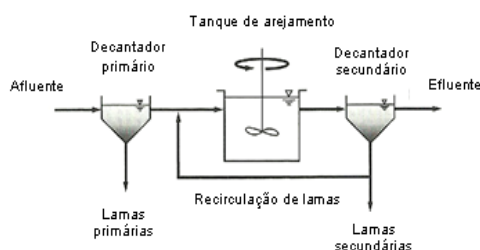
**Quadro 3.1** – Descrição dos vários processos de lamas activadas para remoção da  $CBO_5$  e nitrificação (Qasim, 2000; Metcalf and Eddy, 2003)

---

### Regime hidráulico/Diagrama do sistema/Caracterização do processo

---

#### 1. Regime mistura completa: reactor convencional



Num reactor convencional em mistura completa assume-se que a mistura entre o efluente e as lamas recirculadas a partir do decantador secundário, ocorre instantânea e uniformemente ao longo de todo o reactor biológico, ou seja, a carga orgânica no tanque de arejamento, a concentração da matéria em suspensão (MLSS na terminologia anglo-saxónica) e as necessidades de

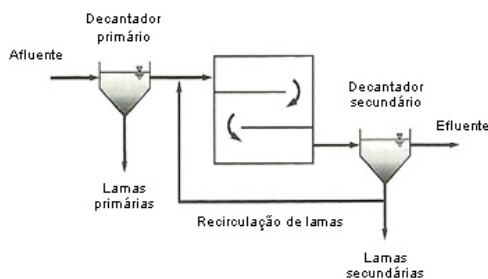
oxigénio da massa líquida são uniformes em todo o volume do reactor. Os processos por lamas activadas em mistura completa são relativamente fáceis de operar, no entanto, a reduzida quantidade



## Regime hidráulico/Diagrama do sistema/Caracterização do processo

de substrato disponível face à massa de microrganismos presentes no reactor (relações F/M baixas<sup>1</sup>), tende a potenciar o aparecimento de bactérias filamentosas e consequentemente problemas de “bulking” das lamas. Os reactores de mistura completa apresentam maiores volumes que os reactores de fluxo-pistão e, consequentemente, capacidades de diluição superiores, sendo frequentemente aplicados no tratamento de efluentes com elevadas concentrações de poluentes tóxicos, ou quando se observam variações bruscas de cargas afluentes ao sistema (Ferreira, 2006).

### 2. Regime fluxo-pistão: reactor convencional

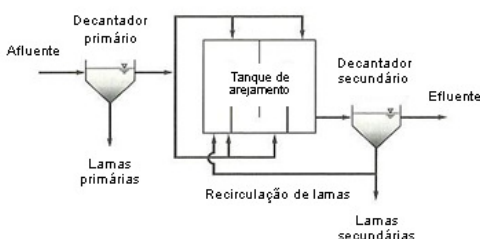


Num reactor de fluxo-pistão não ocorre dispersão dos poluentes afluentes, ou seja, passam ao longo do reactor com uma mistura longitudinal mínima ou quase nula (em condições ideais) e saem do reactor na mesma sequencia com que entram, permanecendo dentro do mesmo por um período de tempo igual ao tempo de retenção teórico.

Tipicamente, a configuração deste tipo de reactores inclui uma segmentação em 3 a 5 canais.

Uma das características associadas aos reactores de fluxo-pistão é o transporte das partículas dissolvidas com a velocidade e direcção do escoamento da massa líquida e a diminuição dos respectivos gradientes de concentração ao longo da extensão do reactor (Ferreira, 2006). Esta configuração tem a vantagem de limitar o crescimento de bactérias filamentosas.

### 3. Regime fluxo-pistão: alimentação por etapa



Este sistema constitui uma modificação ao processo convencional, em que a água residual afluente é introduzida em vários pontos (3 a 4 pontos de alimentação) ao longo do comprimento do tanque de arejamento. Esta configuração contribui para uma maior flexibilidade operacional do sistema, permitindo a

equalização da relação F/M ao longo da extensão do reactor e, consequente, uma diminuição dos picos de necessidades de oxigénio da biomassa em suspensão. A concentração da matéria em suspensão no primeiro canal do reactor é de, aproximadamente, 5000 a 9000 mg/L, e vai diminuindo consideravelmente ao longo dos restantes canais, à medida que o reactor vai sendo alimentado com efluente bruto. Esta configuração é menos eficiente do que o processo por lamas activadas

<sup>1</sup> F/M – relação Food/Microorganisms – na terminologia anglo-saxónica (relação alimento/microrganismos – numa tradução livre para português)

## Regime hidráulico/Diagrama do sistema/Caracterização do processo

materializado em reactor convencional, no entanto, é mais estável face a variações bruscas da carga orgânica afluente.

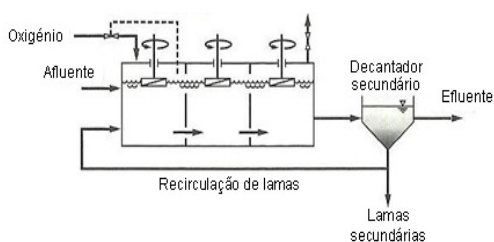
### 4. Regime fluxo-pistão: estabilização por contacto



O processo de estabilização por contacto é constituído por dois reactores separados fisicamente entre si, um reactor de estabilização e um reactor de contacto. O reactor de contacto (onde o efluente primário se mistura com a água residual proveniente do reactor de estabilização) é dimensionado para um tempo de

retenção de, aproximadamente, 30 a 60 minutos e apresenta concentrações de matéria em suspensão inferiores às concentrações observadas no reactor de estabilização. Parte das lamas provenientes do decantador secundário é recirculada para o reactor de estabilização, onde ocorre a oxidação da matéria orgânica coloidal e particulada absorvida. O reactor de estabilização é dimensionado para um tempo de retenção de, aproximadamente, 1 a 2 horas, por forma a manter um tempo de retenção de sólidos suficientes à estabilização biológica das lamas. No final do período de arejamento, as lamas isentas de “alimento” conseguem facilmente absorver poluentes orgânicos quando misturadas com o efluente primário, no reactor de contacto. No processo de estabilização por contacto as necessidades de arejamento por unidade de volume são claramente inferiores face às necessidades associadas aos processos convencionais, para a mesma idade de lamas, uma vez que a concentração da matéria em suspensão na zona de estabilização é muito superior. Este processo tem a vantagem de apresentar uma grande capacidade de fazer face a variações acentuadas de cargas tóxicas afluente devido, sobretudo, ao efeito tampão da biomassa presente no reactor de estabilização. Por outro lado, o volume total do reactor de arejamento é reduzido em cerca de 50% comparativamente aos processos de tratamento convencionais.

### 5. Regime fluxo-pistão: com adição de oxigénio



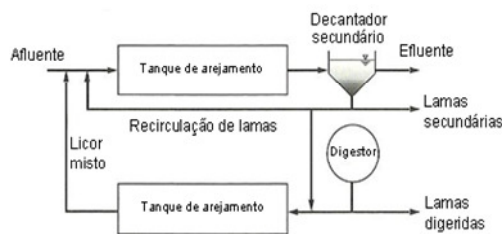
Outra variante ao processo de lamas activadas é a utilização de oxigénio puro em substituição ao uso do ar atmosférico no arejamento do reactor biológico. De acordo com Kolmetz *et al.* (2003) a configuração deste sistema consiste, normalmente, num reactor fechado constituído por 3 a 4 estágios de arejamento, sendo o

processo UNOX<sup>TM</sup>, desenvolvido pela *Union Carbide Corporation*, o mais difundido. Uma vez que se conseguem atingir taxas de transferência de oxigénio superiores, face aos processos de tratamento convencionais, é possível manter no sistema, elevadas concentrações de matéria em suspensão e operar o processo com tempos de retenção mais baixos e cargas orgânicas volúmicas mais elevadas.

### Regime hidráulico/Diagrama do sistema/Caracterização do processo

Deste modo, é possível um aumento da capacidade do sistema, sem um correspondente aumento do volume do reator. Uma das limitações deste processo prende-se com a dificuldade de nitrificação, na medida em que a acumulação de dióxido de carbono no sistema promove a diminuição do pH das águas residuais para valores abaixo de 6.5. Este processo tem demonstrado ser particularmente aplicável quando o espaço disponível para a implantação dos órgãos de tratamento é limitado ou se observam grandes variações nas cargas afluentes ao tratamento. Outra vantagem associada a este processo é o facto de dispensar a implementação de um sistema de desodorização.

#### 6. Regime fluxo-pistão: processo Kraus



Este processo constitui uma variante ao sistema de alimentação por etapas e é geralmente utilizado no tratamento de efluentes industriais com baixas concentrações de azoto. O sobrenadante do digestor anaeróbio de lamas (utilizado como fonte de alimento) é adicionado a uma porção de lamas recirculadas

provenientes do decantador secundário, sendo conjuntamente encaminhados para um tanque de arejamento onde ocorre a etapa de nitrificação. O lícor misto (mistura de água e de bactérias) resultante desta etapa é então encaminhado para o principal tanque de arejamento do sistema. Esta abordagem potencia a disponibilidade de azoto no sistema.

#### 7. Regime mistura completa: arejamento prolongado – reator convencional

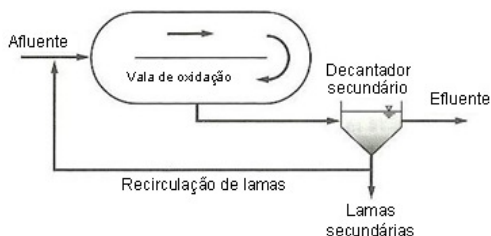


O processo de lamas activadas por arejamento prolongado difere do processo convencional em regime de fluxo-pistão por operar na fase de respiração endógena da curva de crescimento dos microrganismos.

Nestas circunstâncias, o sistema requer menores cargas orgânicas e elevados tempos de arejamento da biomassa em suspensão. Este processo dispensa a operação de decantação primária. A principal vantagem decorre do facto de ser um sistema relativamente fácil de operar, tendo uma maior capacidade de fazer face a variações bruscas de cargas afluentes, produzindo uma menor quantidade de lamas. No entanto, requer elevados volumes de reacção (associados aos elevados tempos de retenção de sólidos, entre 20 a 30 dias) e elevadas necessidades de oxigénio.

## Regime hidráulico/Diagrama do sistema/Caracterização do processo

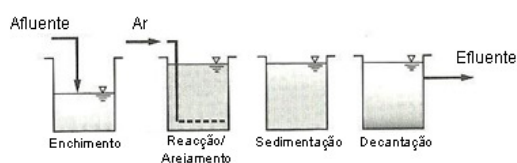
### 8. Regime fluxo-pistão: arejamento prolongado – vala de oxidação



A vala de oxidação consiste num rector disposto em canal, com forma oval e em circuito fechado, sendo, normalmente, equipado com arejadores e misturadores (que mantêm a biomassa em suspensão) localizados em um ou mais pontos distribuídos ao longo da vala.

O sistema de arejamento e os misturadores promovem a circulação da massa de água a uma velocidade de, aproximadamente, 0,25 a 0,30 m/s. Geralmente, a nitrificação ocorre como resultado do tempo de retenção e da elevada idade de lamas (20 a 30 dias), associada à presença de um adequado fornecimento de oxigénio. À medida que a água residual vai passando a zona de arejamento, verifica-se uma diminuição progressiva da concentração de oxigénio dissolvido na massa de água, potenciando a ocorrência da etapa de desnitrificação.

### 9. Regime mistura completa: Reactores Descontínuos Sequenciais (RDS)



Um rector descontínuo sequencial (RDS) opera numa sequência de etapas num único rector de mistura completa ou em vários reactores a operar em paralelo.

Os processos unitários envolvidos são idênticos aos que ocorrem num sistema convencional, sendo que neste último os processos ocorrem simultaneamente em tanques separados. A sequência operacional é constituída pelas seguintes etapas: 1) enchimento; 2) reacção (arejamento); 3) sedimentação; 4) decantação/esvaziamento (Kolmetz *et al.* 2003). Para o tratamento de água residual doméstica com afluência contínua de caudal, são necessários no mínimo dois reactores, ou seja, quando um está na fase de enchimento, o outro passa pelas fases de arejamento, sedimentação e descarga de efluente final tratado. Um RDS opera num determinado número de ciclos por dia mantendo-se a mistura de água e de bactérias no interior do rector durante todo o ciclo, eliminando assim a necessidade da operação de decantação secundária, efectuando-se a purga de lamas em excesso normalmente durante a fase de arejamento.

Na tabela seguinte apresentam-se os principais parâmetros de dimensionamento dos vários processos de lamas activadas de acordo com a bibliografia (Metcalf and Eddy, 2003; Qasim, 2000). É possível observar que o regime hidráulico aplicável a cada um dos processos descritos anteriormente e os valores associados aos diversos parâmetros podem apresentar ligeiras diferenças, dependendo do autor (a negrito apresentam-se os valores propostos por Qasim, 2000).

**Quadro 3.2** – Principais parâmetros de dimensionamento associados aos diversos processos de lamas activadas (Qasim, 2000; Metcalf and Eddy, 2003)

Processo	Regime Hidráulico	TRS (dia)	F/M (kg CBO <sub>5</sub> /kg MLSS. dia)	Carga volumica (kg CBO <sub>5</sub> /m <sup>3</sup> .dia)	MLSS (mg/L)	Período de arejamento (h)	Recirculação de lamas (% do caudal médio diário)
Reactor convencional	Mistura completa	3-15	0.2-0.6	0.3-1.6	1500-4000	3-5	25-100 <sup>f</sup>
		<b>5-15</b>		<b>0.8-2.0</b>	<b>3000-6000</b>		
Reactor convencional	Fluxo pistão	3-15	0.2-0.4	0.3-0.7	1000-3000	4-8	25-75 <sup>f</sup>
		<b>5-15</b>		<b>0.3-0.6</b>	<b>1500-3000</b>		<b>25-50</b>
Alimentação por etapa	Fluxo pistão	3-15	0.2-0.4	0.7-1.0	1500-4000	3-5	25-75
		<b>5-15</b>		<b>0.6-1.0</b>	<b>2000-3500</b>		
Estabilização por contacto	Fluxo pistão	5-10	0.2-0.6	1.0-1.3	1000-3000 <sup>a</sup> 6000-10000 <sup>b</sup>	0.5-1.0 <sup>a</sup> 2.0-4.0 <sup>b</sup>	50-150
		<b>5-15</b>		<b>1.0-1.2</b>	<b>1000-4000<sup>a</sup></b> <b>4000-10000<sup>b</sup></b>	<b>0.5-1.0<sup>a</sup></b> <b>3.0-6.0<sup>b</sup></b>	<b>50-100</b>
Com adição de oxigénio	Fluxo pistão	1-4	0.5-1.0	1.3-3.2	2000-5000	1-3	25-50
	<b>Mistura completa</b>	<b>8-20</b>	<b>0.25-1.0</b>	<b>1.6-3.3</b>	<b>6000-8000</b>	<b>2-5</b>	
Processo Kraus	<b>Fluxo pistão</b>	<b>5-15</b>	<b>0.3-1.0</b>	<b>0.5-1.5</b>	<b>2000-3000</b>	<b>4-8</b>	<b>50-100</b>
Arejamento prolongado	Mistura completa	20-40	0.04-0.10	0.1-0.3	2000-5000	20-30	50-150
		<b>20-30</b>	<b>0.05-0.15</b>	<b>0.1-0.4</b>	<b>3000-6000</b>	<b>18-36</b>	<b>50-200</b>
Vala de Oxidação	Fluxo pistão	15-30	0.04-0.10	0.1-0.3	3000-5000	15-30	75-150
		<b>20-30</b>	<b>0.05-0.15</b>	<b>0.1-0.4</b>	<b>3000-6000</b>	<b>18-36</b>	<b>50-200</b>
RDS	Mistura completa	10-30	0.04-0.10	0.1-0.3	2000-5000	15-40	NA
		<b>NA</b>	<b>0.05-0.30</b>	<b>0.2-0.7</b>	<b>1500-5000</b>	<b>4-9</b>	<b>NA</b>

<sup>a</sup> No tanque de contacto; <sup>b</sup> No tanque de estabilização; <sup>c</sup> Para que ocorra a nitrificação, a taxa terá de sofrer um acréscimo de 25 a 50%; NA – Não aplicável.

De um modo geral, os processos de tratamento por lamas activadas promovem a remoção biológica dos compostos orgânicos dissolvidos no efluente e a remoção da matéria sob a forma coloidal, bem como dos sólidos suspensos não sedimentáveis e outros constituintes que são captados pelos microrganismos. Salienta-se, que os nutrientes como o fósforo e o azoto podem ser parcialmente removidos ou volatilizados durante o processo de tratamento biológico (La Motta *et al*, 2007).

## 3.3 Remoção biológica de azoto

### 3.3.1 Caracterização geral do processo

A diminuição da disponibilidade dos recursos hídricos e o contributo da presença de nutrientes para a deterioração da qualidade da água, potencia o aumento das restrições às descargas de efluentes nos meios aquático nomeadamente no que ao azoto diz respeito.

De facto, os compostos azotados veiculados na água residual urbana, são identificados como um dos principais precursores do processo de eutrofização, sendo igualmente responsável por um acréscimo no consumo de oxigénio, estando a sua presença associada, também, a aspectos de toxicidade incluindo problemas graves de saúde pública relacionados com a presença de nitrato e, ou de nitrito em águas utilizadas para abastecimento público. A remoção de azoto da água residual é usualmente materializada através de um processo combinado de nitrificação-desnitrificação (Paredes *et al.*, 2007).

Este processo envolve duas etapas: a etapa de nitrificação, pelo qual o azoto sob a forma amoniacal é oxidado a nitrato através de duas reacções sequenciais em condições aeróbias; e a etapa de desnitrificação, onde em condições anóxicas e na presença de carbono orgânico, o nitrato formado na etapa anterior é reduzido a azoto molecular (Pires, 2007).

Os processos de tratamento que se socorrem de um único estágio combinam a remoção de matéria carbonada, a oxidação do azoto amoniacal a nitrito e a nitrato e a redução do nitrato a azoto gasoso através de modificações dos processos de biomassa em suspensão convencionais.

A tecnologia comumente utilizada na generalidade das instalações de tratamento de águas residuais, para remoção biológica de azoto, é geralmente constituída por um único reactor biológico de biomassa em suspensão que integra uma primeira zona anóxica seguida de uma zona aeróbia. Esta configuração do reactor biológico permite o recurso a uma única recirculação de biomassa, efectuada a partir do decantador secundário para montante do reactor anóxico, e a uma única recirculação de nitrato, normalmente efectuada a partir do final da zona aeróbia para montante da zona anóxica (Metcalf and Eddy, 2003).

A remoção de azoto neste tipo de processo pode atingir os 80% - 90%, dependendo da concentração de azoto afluente bem como da recirculação de nitrato, que pode variar de uma a três vezes o caudal. Outro dos aspectos que é necessário acautelar está relacionado com a própria composição do

efluente a tratar, nomeadamente com a quantidade de carbono e de azoto inicialmente presentes, pois a remoção de quantidades significativas de nitrato na zona anóxica remove igualmente quantidades significativas de carbono. Consequentemente, poder-se-á revelar importante não sujeitar o efluente a uma operação de decantação primária, com o objectivo de maximizar a quantidade de carbono disponível para a desnitrificação. Por outro lado, para efluentes específicos, poderá ser necessário dosear uma fonte exógena de carbono (e.g., etanol), por forma a assegurar a presença de carbono em quantidade suficiente para a desnitrificação.

O volume da zona anóxica depende da quantidade de azoto que se pretende remover e da taxa de desnitrificação, que, por seu lado, depende da fonte de carbono utilizada, representando, na generalidade das situações, aproximadamente 20 a 50% do volume total (anóxico mais aeróbio).

Em resumo, no que se refere à remoção biológica de azoto, importa salientar os seguintes aspectos (Metcalf and Eddy, 2003):

- a remoção biológica do azoto é caracterizada por um conjunto de reacções bioquímicas que são responsáveis pela transformação dos compostos de azoto, entre as quais se destaca a nitrificação, que consiste na conversão bacteriana do azoto amoniacal em nitrito e em nitrato e a desnitrificação, que consiste na conversão do nitrato em azoto gasoso, através da utilização do nitrato como receptor final de electrões por uma fracção significativa da população bacteriana heterotrófica, na ausência de oxigénio dissolvido e na presença de uma fonte de carbono;
- a remoção biológica de azoto em reactores de biomassa em suspensão é, normalmente, efectuada em sistemas que combinam a remoção de carbono, nitrificação e desnitrificação no mesmo reactor, utilizando uma única sedimentação secundária para separação das lamas e uma única recirculação de biomassa;
- com o objectivo de potenciar a remoção de carbono e a nitrificação no mesmo reactor, há necessidade de se garantir que a idade de lamas no reactor aeróbio é suficientemente elevada por forma a possibilitar o desenvolvimento significativo de populações autotróficas, responsáveis pela nitrificação, e que têm taxas de crescimento francamente mais reduzidas que as das populações heterotróficas;
- na presença de nitrato, as condições necessárias para a ocorrência de desnitrificação em reactores de biomassa em suspensão podem ser obtidas com relativa facilidade, sendo necessário garantir a criação de zonas sem oxigénio, nomeadamente através da substituição dos arejadores por misturadores, e, eventualmente, a presença de uma fonte de carbono, nomeadamente do carbono associado à composição da água residual.

### **3.3.2 Processos de transformação dos compostos de azoto – ciclo do azoto**

O azoto encontra-se presente em todas as proteínas e ácidos nucleicos, sendo um elemento essencial da matéria viva. Apesar de cerca de 78% da atmosfera terrestre ser constituída por azoto livre ( $N_2$ ), este componente não pode ser utilizado directamente nesta forma pela maioria dos seres vivos, mas apenas após a sua fixação (Galloway, 1998). No entanto, as plantas conseguem sintetizar

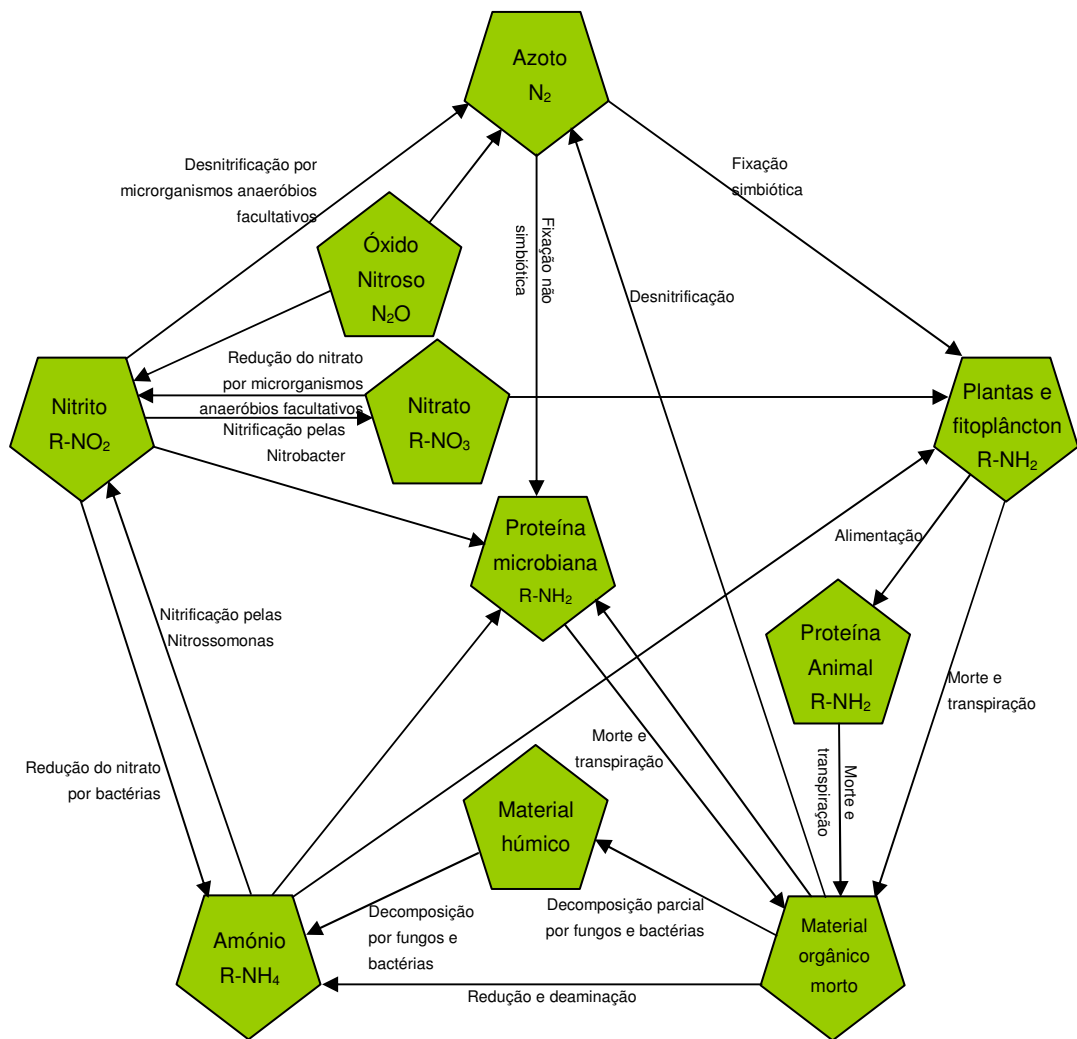
todos os aminoácidos necessários a partir de fontes de azoto simples (azoto amoniacal, nitrato ou ureia).

A remoção biológica de azoto é baseada no ciclo do azoto. Este ciclo é composto por um conjunto de processos e microrganismos que se mantêm em equilíbrio na natureza, podendo ser descrito de forma sucinta através das seguintes etapas (Wetzel, 1975):

- I. quando os animais e as plantas morrem, quando as folhas caem das árvores ou quando um animal excreta produtos tóxicos, os componentes azotados passam para o solo e para a água;
- II. as bactérias, decompõem estes compostos azotados, transformando-os, em grande parte, em amónia (na água doce e nos oceanos, muitas outras formas de vida, além das bactérias, produzem amónia como produto final do seu metabolismo);
- III. ocorrem reacções que transformam a amónia em sais solúveis. Os sais ionizam-se produzindo, entre outros, iões amónio que são directamente absorvidos pelas raízes de algumas plantas verdes;
- IV. entram em acção as bactérias nitrificantes: umas transformam os iões amónio em nitrito, outras transformam o nitrito em nitrato, sendo posteriormente absorvidos pelas raízes das plantas. O azoto é então utilizado na formação de moléculas de proteínas, aminoácidos, ácidos nucleicos, bases azotadas, etc.;
- V. os animais obtêm o azoto a partir das plantas, alimentando-se delas e passando-o ao longo da cadeia alimentar;
- VI. os animais e as plantas quando morrem são decompostos pelas bactérias desnitrificantes que libertam o azoto da amónia para a atmosfera na forma de azoto livre, fechando o ciclo.

O azoto pode existir numa variedade muito grande de formas de acordo com o seu estado de oxidação, sendo as formas mais importantes: o azoto amoniacal ( $\text{NH}_4^+$ ), o azoto atmosférico ( $\text{N}_2$ ), o nitrito ( $\text{NO}_2^-$ ) e o nitrato ( $\text{NO}_3^-$ ) (Andrzejak *et al.*, 1998). As transformações entre cada um dos estados de oxidação são efectuadas por microrganismos, sendo os processos envolvidos designados por: assimilação, amonificação, nitrificação e desnitrificação, como se pode observar na figura seguinte.





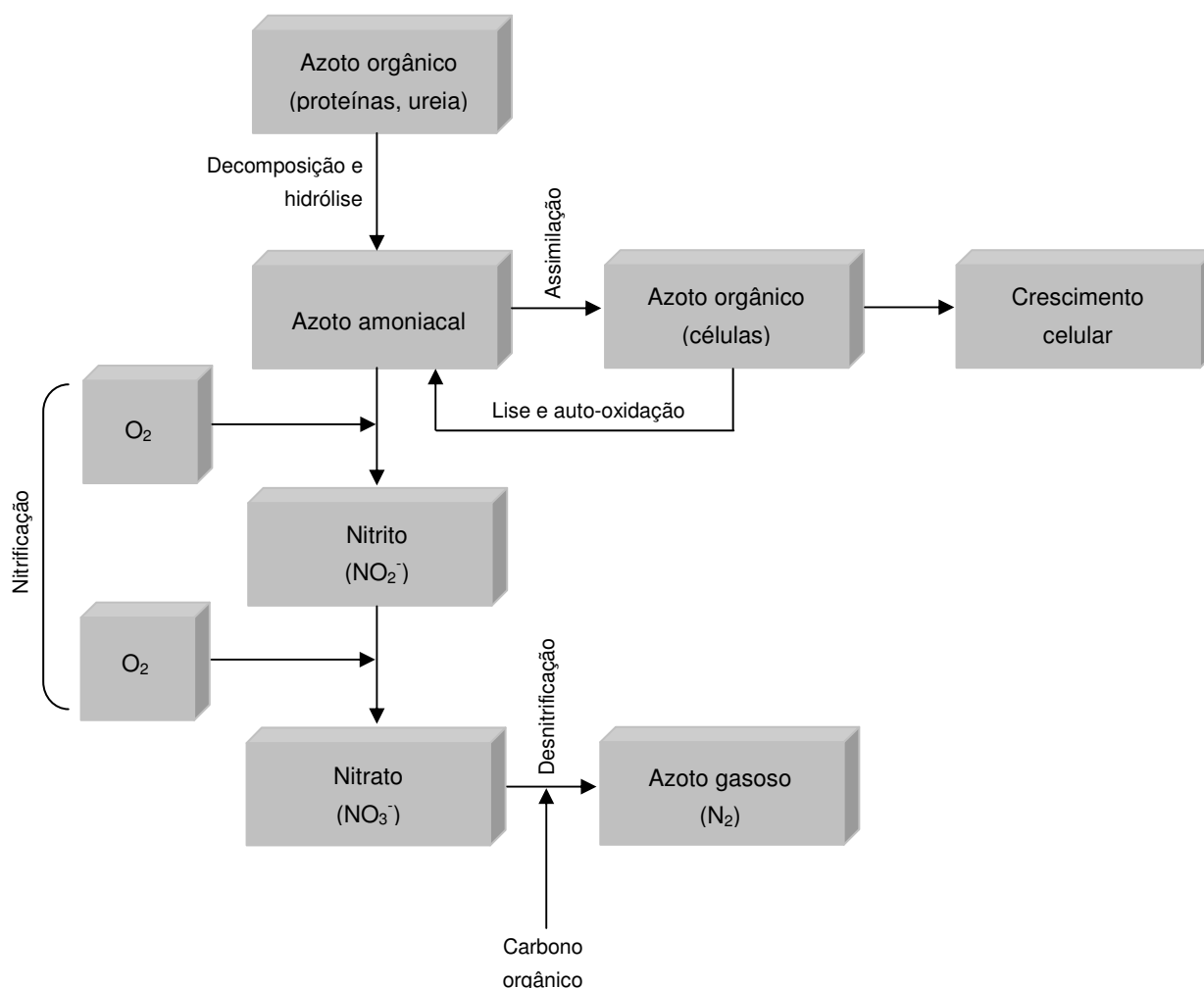
**Figura 3.2 – Ciclo do azoto**

Fonte: [www2.visalia.k12.ca.us](http://www2.visalia.k12.ca.us)

O ião amónio é a forma preferencial de azoto inorgânico para as actividades bacterianas, constituindo, aproximadamente, 60% do azoto total presente nas águas residuais, cuja proporção depende da temperatura e do pH (Andrzejak *et al.*, 1998). De acordo com Paredes (2007) o ião amónio é um dos compostos mais importantes presentes nas águas superficiais e noutros ecossistemas naturais por várias razões: (i) é a forma de azoto (nutriente) mais utilizada pela maioria das espécies de plantas e pelas bactérias autotróficas; (ii) é quimicamente reduzido e consequentemente pode ser oxidado na água natural, tendo por resultado o consumo e a diminuição do oxigénio dissolvido; e (iii) a amónia não ionizada é tóxica para muitas formas de vida aquática mesmo em concentrações baixas ( $> 0.2 \text{ mg/L}$ ).

Durante o processo de tratamento de águas residuais grande parte do azoto orgânico é metabolizado, apresentando-se sob a forma de ião amónio, como se pode observar na Figura 3.3. O ião amónio pode ser assimilado pelas bactérias (assimilação) ou oxidado a nitrato (nitrificação). Os processos de remoção biológica de azoto asseguram a conversão de azoto orgânico e amoniacal a

nitratos. Por outro lado, em condições anóxicas, o nitrato é convertido em azoto molecular (desnitrificação) (Andrzejak *et al.*, 1998).



**Figura 3.3** – Transformações dos compostos de azoto observados nos processos de tratamento biológicos (adaptado de Metcalf and Eddy, 2003)

Os mecanismos de conversão associados aos processos de transformação do azoto são extremamente complexos. No entanto, das várias reacções possíveis para a conversão microbiana do azoto, o processo convencional de nitrificação-desnitrificação, ainda constitui o processo de eleição na remoção de azoto da água residual.

### 3.3.3 Nitrificação

A nitrificação é o processo pelo qual as formas reduzidas de azoto presentes na água residual são parcial ou totalmente convertidas a nitrato. De acordo com Prosser (1989), a nitrificação desempenha um papel fundamental no ciclo do azoto, convertendo a forma mais reduzida do azoto ( $\text{NH}_3$ ) à sua forma mais oxidada ( $\text{NO}_3^-$ ). A oxidação do azoto amoniacal a nitrato ocorre com a formação

intermédia de nitrito, que por ser relativamente instável, é, na maioria dos casos, rapidamente convertido em nitrato.

A nitrificação é um processo que se realiza em duas etapas sequenciais, a primeira etapa, a nitrificação e a segunda etapa, a nitratação. Este processo envolve geralmente dois grupos de microrganismos nitrificantes dos géneros *Nitrosomonas* e *Nitrobacter*, responsáveis pelas etapas de nitrificação e nitratação, respectivamente. As *Nitrosomonas* são responsáveis pela produção de nitrito enquanto que as *Nitrobacter* promovem a oxidação do nitrito a nitrato.

Estes dois grupos de bactérias são classificados como autotróficos, ou seja, a energia necessária ao seu crescimento é obtida através da oxidação de compostos inorgânicos (Andrzejak *et al.*, 1998), utilizando o carbono inorgânico ( $\text{CO}_2$ ) para os processos de síntese celular. Estas bactérias caracterizando-se por serem bactérias de crescimento muito lento ( $0,5 \text{ dia}^{-1}$  e  $0,8 \text{ dia}^{-1}$  para as *Nitrosomonas* e as *Nitrobacter*, respectivamente), sendo as primeiras que controlam a velocidade global do processo de transformação.

A nível bioquímico o processo de nitrificação envolve mais do que a oxidação sequencial da amónia para nitrito, pelas *Nitrosomonas*, e nitrito para nitrato, pelas *Nitrobacter*, existindo várias reacções intermediárias e enzimas envolvidas no processo. Por outro lado, a resposta das bactérias nitrificantes às condições ambientais em que se encontram, condiciona fortemente a eficiência do processo de nitrificação. Estas bactérias são aeróbios obrigatórios, o que significa que só podem crescer em ambientes em que o oxigénio dissolvido está presente. No entanto, a ausência de oxigénio dissolvido por períodos prolongados, não é letal (Painter, 1970 citado por Andrzejak *et al.*, 1998).

No quadro seguinte apresenta-se de forma simplificada as reacções promovidas pelas bactérias nitrificantes durante o processo de nitrificação e a respectiva libertação de energia livre (Ferreira, 2000).

**Quadro 3.3** – Reacções promovidas pelas bactérias nitrificantes durante o processo de nitrificação e a respectiva variação da energia livre

Etapa	Bactérias nitrificantes	Conversão bioquímica	Energia (Kcal/mol)
Nitrificação	<i>Nitrosomonas</i>	$\text{NH}_4^+ + 1,5\text{O}_2 \rightarrow \text{NO}_2^- + 2\text{H}^+ + \text{H}_2\text{O}$ (Equação 3.1)	58 a 84
Nitratação	<i>Nitrobacter</i>	$\text{NO}_2^- + 0,5\text{O}_2 \rightarrow \text{NO}_3^-$ (Equação 3.2)	15,4 a 20,9

De acordo com quadro anterior, é possível verificar que as *Nitrosomonas* obtêm mais energia por mol de azoto oxidado do que as *Nitrobacter*. De acordo com Ferreira, 2000, assumindo que a produção de novas células é proporcional à energia liberada, conclui-se que existirá uma quantidade maior de *Nitrosomonas* formadas do que de *Nitrobacter*, por mol de azoto oxidado.

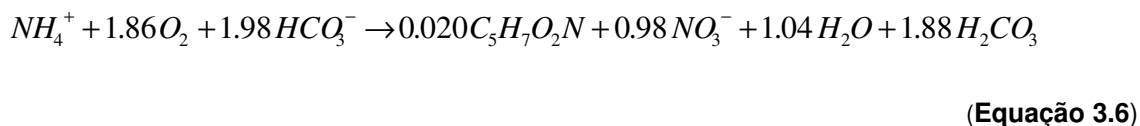
Salienta-se que na etapa de nitrificação, a oxidação do amoníaco a nitrito ocorre com formação de hidroxilamina como composto intermediário (Bock *et al.*, 1991 citado por Pires, 2007) de acordo com as seguintes equações:



A equação global de oxidação da amónia, é representada da seguinte forma (Andrzejak *et al.*, 1998):



A energia libertada no decorrer das etapas de nitrificação e nitratação é utilizada pelos microrganismos para os fenómenos de síntese e manutenção celular. De acordo com Pires, 2007, do total de energia gerada, aproximadamente 95% é transformada em calor, sendo a restante utilizada na síntese celular. Em termos de crescimento celular, Henze *et al.* (1997) estabeleceu a seguinte equação global para o processo de nitrificação:



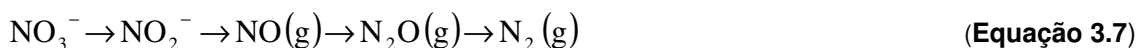
A nitrificação é entendida frequentemente como a etapa limitante da remoção de azoto, motivo pelo qual é a etapa mais estudada. Além disso, essa etapa é igualmente de vital importância para os novos processos de tratamento. De acordo com Prosser, 1989, a remoção de azoto das águas residuais é limitada pelo processo de nitrificação, devido: (i) ao lento crescimento das bactérias nitrificantes; (ii) ao baixo rendimento celular; (iii) à elevada necessidade em oxigénio; e (iv) à baixa afinidade para o oxigénio, quando comparada com a afinidade das bactérias heterotróficas.

### 3.3.4 Desnitrificação

A desnitrificação biológica é o processo através do qual as formas oxidadas de azoto, nomeadamente, nitratos e outras substâncias, são reduzidas a azoto molecular ( $N_2$ ) pela acção de bactérias desnitrificantes. Uma ampla faixa de bactérias heterotróficas, na ausência de oxigénio (em condições anóxicas) utiliza o oxigénio quimicamente ligado ao  $N-NO_2$  e  $N-NO_3$  para a oxidação de matéria carbonácea.

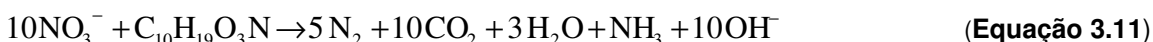
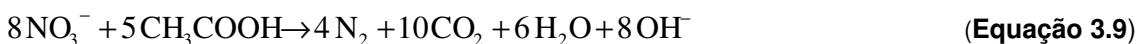
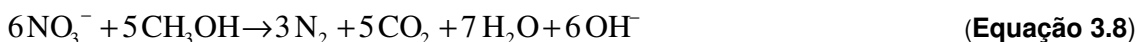
Muitos dos microorganismos presentes em sistemas de tratamento por lamas activadas são desnitrificantes, mesmo em sistemas não dimensionados para operar com desnitrificação. A presença destes organismos, nestes sistemas, deve-se ao seu carácter facultativo, o que significa que podem utilizar o oxigénio ou o nitrato como receptor de electrões. As bactérias desnitrificantes podem proliferar em sistemas aeróbios graças à sua habilidade de utilizar o oxigénio para oxidar a matéria orgânica de forma eficiente.

A utilização de oxigénio como receptor de electrões é chamada de respiração aeróbia, enquanto que a respiração anóxica se refere à utilização de nitrato ou nitrito. Se ambos (oxigénio e nitrato) estão disponíveis, os microrganismos utilizam, preferencialmente, o oxigénio como receptor de electrões para a oxidação da matéria orgânica. Este fenómeno ocorre porque o processo de desnitrificação requer menor energia do que a respiração aeróbia (Andrzejak *et al.*, 1998). Nestas circunstâncias, é necessário garantir a ausência de oxigénio, no sistema, por forma a promover a etapa de desnitrificação biológica (oxigénio ausente mas nitrato presente). Este processo envolve a redução de nitrato a azoto molecular, de acordo com a seguinte sequência:



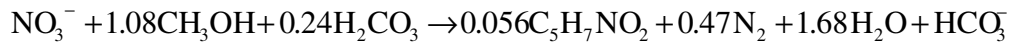
em que, o nitrito ( $\text{NO}_2^-$ ), monóxido de azoto ( $\text{NO}$ ), óxido nitroso ( $\text{N}_2\text{O}$ ) são formas intermediárias neste processo. Qualquer das últimas três formas inorgânicas pode ser libertada como produto gasoso da reacção, no entanto, a que origina impactos ambientais menos importantes é o azoto gasoso (Mano, 1996).

As equações estequiométricas que descrevem o processo de desnitrificação dependem do substrato de carbono e da fonte de azoto. Utilizando o metanol, o ácido acético, o metano e as águas residuais, como fonte de energia (substratos de carbono) e o nitrato como receptor de electrões, as equações estequiométricas podem ser representadas da seguinte forma (Andrzejak *et al.*, 1998):

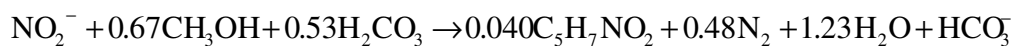


Como resultado do processo de desnitrificação, o doador de electrões é oxidado, enquanto que o nitrato é reduzido. A quantidade de substrato consumido na redução de nitrato a nitrito e, posteriormente a azoto molecular, depende quer da energia disponibilizada pelo composto orgânico que serve de fonte de carbono, quer da quantidade de azoto a ser reduzido (Błaszczak, 1993 citado

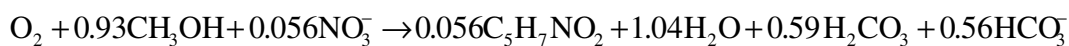
por Mano, 1996). Na generalidade dos sistemas de tratamento que contemplam a remoção de azoto, com utilização de uma fonte externa de carbono, o metanol tem sido o substrato mais utilizado (Mano, 1996). Com base no rendimento celular das bactérias heterotróficas, a partir do metanol, o processo de desnitrificação (obtenção de energia e síntese celular) pode ser traduzido pelas seguintes equações:



**(Equação 3.12)**



**(Equação 3.13)**



**(Equação 3.14)**

Em condições anóxicas, verifica-se a libertação de 2,9 g de oxigénio, a reposição de 3,57 g de alcalinidade e o consumo de cerca de 3,5 - 4,0 g de CBO<sub>5</sub> por cada g de N-NO<sub>3</sub> reduzido a N<sub>2</sub>.

Importa, apenas, salientar que o sucesso da remoção biológica de azoto depende de um conjunto de factores, nomeadamente, a disponibilidade de carbono e de nitrato no reactor anóxico e de oxigénio no reactor aeróbio, a alcalinidade disponível para a nitrificação, a recirculação de nitrato, bem como, os factores inibidores e tóxicos.

# CONCEPÇÃO E DIMENSIONAMENTO

---



Neste capítulo apresentam-se os aspectos fundamentais associados à concepção e dimensionamento empírico dos processos biológicos de tratamento por lamas activadas. Ao longo do capítulo vão sendo apresentadas as principais equações cinéticas subjacentes à análise das interacções microbianas envolvidas nos processos biológicos de tratamento de biomassa em suspensão. São descritos os principais critérios e parâmetros de dimensionamento e funcionamento deste tipo de sistemas. Por último, apresenta-se uma abordagem ao dimensionamento empírico de um reactor biológico em regime de mistura completa, incluindo o decantador secundário. Apresentam-se, igualmente, os balanços de massas efectuados aos microrganismos, ao substrato (matéria orgânica solúvel biodegradável) e aos sólidos em suspensão, como base ao desenvolvimento das equações algébricas empíricas que suportam os dimensionamentos das principais unidades associados ao tratamento secundário.





## 4 Concepção e dimensionamento

### 4.1 Princípios e conceitos básicos

O dimensionamento dos processos biológicos de tratamento de águas residuais baseia-se fundamentalmente em parâmetros empíricos (carga orgânica; carga hidráulica; tempo de reacção), determinados a partir de expressões empíricas ou semi-empíricas e métodos tradicionais (Ferreira, 2006). De acordo com Wentzel e Ekama (1997), o dimensionamento de reactores biológicos é realizado mediante uma rotina de cálculo desenvolvida através de um conjunto de equações empíricas, com base em valores disponíveis na bibliografia.

Actualmente, o dimensionamento empírico inclui, igualmente, parâmetros cinéticos estimados a partir de equações cinéticas que traduzem o crescimento da biomassa, as taxas de utilização de substrato (coeficientes estequiométricos), a razão F/M, o tempo de retenção de sólidos, entre outros parâmetros. Parâmetros de dimensionamento como o volume do reactor, o crescimento da biomassa, a utilização de substrato e a qualidade do efluente podem ser facilmente estimados através da aplicação deste tipo de equações empíricas (Qasim, 2000).

A concepção e dimensionamento de um processo de tratamento por lamas activadas envolvem uma série de princípios e conceitos básicos, sendo os mais relevantes descritos de forma sucinta nas secções seguintes.

#### 4.1.1 Selecção do tipo de reactor

- **Efeitos da cinética da reacção:** é possível definir o tipo de reactor, atendendo ao regime hidráulico estabelecido, sendo os dois tipos de reactores comumente utilizados, designados, de mistura completa e de fluxo pistão. Num reactor que opere em regime de fluxo pistão, não ocorre dispersão, contrariamente ao reactor de mistura completa, em que a dispersão verificada é infinita.
- **Requisitos de transferência de oxigénio:** historicamente, em reactores biológicos de fluxo pistão, os sistemas convencionais de arejamento instalados ao início do reactor, não são por si só suficientes para fazer face às necessidades de oxigénio. Esta incapacidade de fornecer ao sistema o oxigénio necessário, conduziu ao desenvolvimento das seguintes modificações nos processos de lamas activadas: (1) o arejamento cónico no qual foi feita uma tentativa de combinar o ar fornecido com a carência de oxigénio ao longo do reactor, (2) o processo de alimentação do reactor por etapa, onde o efluente é distribuído ao longo do comprimento do reactor (normalmente em quatro pontos distintos), e (3) o processo de mistura completa, onde o ar fornecido de uma forma uniforme, iguala ou supera a carência de oxigénio. A maioria das limitações de transferência de oxigénio observadas no passado foi superada através de uma melhor selecção dos parâmetros operacionais do processo de tratamento, bem como através das melhorias verificadas na concepção e dimensionamento dos equipamentos de arejamento.

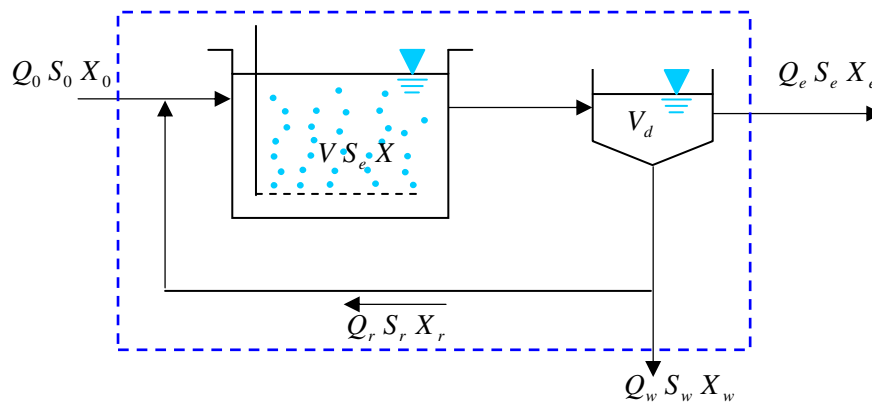
- **Natureza das águas residuais:** inclui todas as características gerais inerentes às águas residuais e que são directamente influenciadas por contribuições de efluentes domésticos, descargas industriais, e infiltrações. Como exemplo, os parâmetros alcalinidade e pH são particularmente importantes na operação dos processos de nitrificação, na medida em que baixos valores de pH inibem o crescimento de organismos nitrificantes e potenciam o crescimento de organismos filamentosos. As descargas de resíduos industriais podem afectar o pH das águas residuais que apresentem valores baixos de alcalinidade;
- **Condições ambientais locais:** a temperatura é um parâmetro importante que afecta o desempenho do tratamento, na medida em que a alteração de temperatura das águas residuais pode influenciar a velocidade dos processos biológicos. De acordo com Morais (2005) um estudo realizado por Costa et al. (2003) envolvendo variações de temperatura, foi possível constatar que a maior eficiência de remoção da matéria orgânica, correlacionada com as boas características apresentadas pelos flocos do sistema, ocorreu quando a temperatura foi mantida entre os 25 e os 35°C. A temperatura é particularmente importante no dimensionamento de processos que incluem a etapa de nitrificação.
- **Inibidores ou substâncias tóxicas no efluente:** em processos de tratamento de águas residuais municipais com um elevado número de ligações industriais, existe sempre a possibilidade de receber descargas com substâncias tóxicas que podem inibir os processos de tratamento biológicos. Este potencial deve ser tido em consideração aquando da concepção e dimensionamento do reactor biológico. Um reactor de mistura completa pode suportar mais facilmente alterações das características qualitativas do efluente, comparativamente a um reactor de fluxo pistão. De facto, os processos de tratamento em regime de mistura completa tem sido amplamente utilizado em diversas instalações de tratamento por forma a mitigar os impactes causados pelo choque de cargas de descargas tóxicas, especialmente provenientes de instalações industriais;
- **Custos de construção e operação:** os custos de investimento e exploração são extremamente importantes e devem ser considerados na selecção do tipo e tamanho do reactor biológico;
- **Ampliação futura da instalação para fazer face às necessidades de tratamento:** as potenciais necessidades futuras do tratamento devem ter um impacto directo sobre o processo de selecção do tipo de reactor. Por exemplo, se se prevê a reutilização da água residual no futuro, o processo de selecção deve privilegiar reactores que possam acomodar facilmente a remoção de azoto e a filtração de efluentes.

#### 4.1.2 Cinética microbiana

O desempenho dos processos biológicos de tratamento de águas residuais depende da utilização de substrato e do crescimento da biomassa. Efectivamente a concepção, dimensionamento e operação

deste tipo de processos requer um conhecimento profundo das reacções biológicas envolvidas e dos princípios básicos que regem o crescimento dos microrganismos. Ao longo do capítulo serão apresentadas as principais equações cinéticas utilizadas na análise das interacções microbianas envolvidas nos processos biológicos de tratamento de biomassa em suspensão.

Na figura seguinte apresenta-se esquematicamente um processo de tratamento por lamas activadas em regime de mistura completa, bem como os principais parâmetros envolvidos na caracterização deste tipo de sistemas.



**Figura 4.1** – Representação esquemática do diagrama linear de um sistema de tratamento por lamas activadas

Em que,

$Q_0$  – Caudal afluyente ( $m^3/h$ );

$S_0$  – Concentração de substrato no afluyente ( $kg\ CBO_5/m^3$ );

$X_0$  – Concentração de microrganismos no afluyente ( $kg\ SSV/m^3$ );

$V$  – Volume do tanque de arejamento ( $m^3$ );

$X$  – Concentração de microrganismos no tanque de arejamento ( $kg\ SSV/m^3$ );

$V_d$  – Volume do decantador secundário ( $m^3$ );

$Q_e$  – Caudal de efluente tratado ( $m^3/h$ );

$S_e$  – Concentração de substrato no efluente tratado ( $kg\ CBO_5/m^3$ );

$X_e$  – Concentração de microrganismos no efluente tratado ( $kg\ SSV/m^3$ ).

$Q_w$  – Caudal de purga de lamas ( $m^3/h$ );

$S_w$  – Concentração de substrato na purga de lamas ( $kg\ CBO_5/m^3$ );

$X_w$  – Concentração de microrganismos na purga de lamas ( $kg\ SSV/m^3$ );

$Q_r$  – Caudal de recirculação de lamas ( $m^3/h$ );

$S_r$  – Concentração de substrato na recirculação de lamas ( $kg\ CBO_5/m^3$ );

$X_r$  – Concentração de microrganismos na recirculação de lamas ( $kg\ SSV/m^3$ ).

### 4.1.3 Parâmetros de dimensionamento e funcionamento do sistema

- **Tempo de retenção de sólidos (TRS ou  $\theta_c$ ):** também conhecido como idade de lamas (IL), representa o período médio de tempo durante o qual os microrganismos permanecem no sistema antes de abandonarem o mesmo através, quer do efluente tratado ( $Q_e \cdot X_e$ ), quer da purga de lamas ( $Q_w \cdot X_w$ ) (ver Figura 4.1). Assim, o TRS ( $\theta_c$ ) é o quociente entre a quantidade total de microrganismos presentes no tanque de arejamento e a velocidade de saída de microrganismos do sistema:

$$\theta_c = \frac{V \cdot X}{(Q_e \cdot X_e + Q_w \cdot X_w)} \quad \text{(Equação 4.1)}$$

Em que,

$\theta_c$  – Tempo de retenção de sólidos (dia);

$V$  – Volume do tanque de arejamento ( $m^3$ );

$X$  – Concentração de microrganismos no tanque de arejamento ( $kg/m^3$ );

$Q_e$  – Caudal do efluente ( $m^3$ );

$X_e$  – Concentração de microrganismos no efluente ( $kg/m^3$ );

$Q_w$  – Caudal de purga de lamas ( $m^3/dia$ );

$X_w$  – Concentração de microrganismos na purga de lamas ( $kg/m^3$ ).

O TRS constitui um parâmetro fundamental de dimensionamento de sistemas de lamas activadas na medida em que afecta o desempenho do processo de tratamento, o volume do tanque de arejamento, a produção de lamas e as necessidades de oxigénio. Para remoção do carbono, os valores do parâmetro TRS podem variar entre 3 e 5 dias, dependendo da temperatura do efluente no reactor. Para temperaturas entre os 18 e os 25°C, deve considerar-se um valor mínimo de cerca de 3 dias, privilegiando a remoção de  $CBO_5$ , desencorajando a nitrificação e eliminando as respectivas carências de oxigénio. Algumas instalações de tratamento por lamas activadas, são operadas em valores de TRS de 1 dia ou menos, por forma a limitar a nitrificação. Para uma temperatura de apenas 10°C, os valores comumente utilizados rondam os 5-6 dias (somente para a remoção de  $CBO_5$ ). No quadro seguinte apresentam-se os valores característicos do parâmetro TRS observados em sistemas de tratamentos por lamas activadas, para vários tipos de aplicações.

**Quadro 4.1** – Valores típicos para o tempo de retenção de sólidos e respectivos factores inibidores observados em sistemas de tratamentos por lamas activadas (adaptado de Metcalf and Eddy, 2003)

Objectivo de tratamento	TRS (dia)	Factores inibidores
Remoção da CBO <sub>5</sub> solúvel em águas residuais domésticas	1-2	Temperatura
Conversão de partículas orgânicas em águas residuais domésticas	2-4	Temperatura
Desenvolvimento de biomassa floculenta para o tratamento de águas residuais domésticas	1-3	Temperatura
Desenvolvimento de biomassa floculenta para o tratamento de águas residuais industriais	3-5	Temperatura/componentes
Permitir a nitrificação completa	3-18	Temperatura/componentes
Remoção biológica de fósforo	2-4	Temperatura
Estabilização de lamas	20-40	Temperatura
Degradação de componentes xenobióticos	5-50	Temperatura/Bactérias específicas/componentes

- **Carga mássica** (vulgarmente conhecida por razão F/M): é um dos parâmetros de processo comumente utilizados para caracterizar as condições de funcionamento do sistema e consiste na relação entre o alimento e os microrganismos (biomassa). Esta relação é baseada no binário que se estabelece entre a quantidade de alimento ou substrato disponível por unidade de massa de microrganismos (equação 4.2). Quanto maior for a carga de CBO<sub>5</sub> fornecida a um valor unitário de biomassa (elevada relação F/M), menor será a assimilação deste substrato e consequentemente, menor será o volume requerido do reactor biológico. Em contrapartida, quanto menos CBO<sub>5</sub> for fornecida aos microrganismos (baixa relação F/M), maior será a avidéz pelo alimento, implicando uma maior eficiência na remoção da CBO<sub>5</sub> e consequentemente, maior será o volume do reactor. Os valores característicos para a relação F/M referidos na literatura variam de 0,04 kg CBO<sub>5</sub>/kg SSV.dia, para processos de tratamento que operam em regime de arejamento prolongada (baixa carga), a 1,0 kg CBO<sub>5</sub>/kg SSV.dia, para processos que operam em regime de alta carga (valores mínimos observados) (Metcalf and Eddy, 2003).

$$\frac{F}{M} = \frac{S_0 Q_0}{V X} \quad \text{(Equação 4.2)}$$

- **Carga volúmica (C<sub>v</sub>):** é definida como a quantidade de CBO<sub>5</sub> aplicada ao volume do tanque de arejamento por dia. Os valores característicos associados à carga orgânica volúmica variam entre 0,3 e 3 kg de CBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>.dia (Metcalf and Eddy, 2003). Geralmente, elevadas

cargas volúmicas presentes num reactor, resultam em maiores taxas de transferência de oxigénio necessárias por unidade de volume para o sistema de arejamento. A carga volúmica é representada pela seguinte expressão matemática:

$$C_v = \frac{Q_0 \cdot S_0}{V} \quad \text{(Equação 4.3)}$$

- **Tempo de retenção hidráulico ( $\theta$ ):** é o tempo médio de permanência do efluente líquido no reactor biológico. É dado pela relação entre o volume do tanque de arejamento e o caudal, de acordo com a seguinte expressão:

$$\theta_s = \frac{(V - V_d)}{Q_0} \quad \text{(Equação 4.4)}$$

Em que,

$\theta_s$  – Tempo de retenção hidráulico do sistema (h);

$V$  – Volume do reactor biológico (i.e., tanque de arejamento) ( $m^3$ );

$V_d$  – Volume do decantador secundário ( $m^3$ );

$Q_0$  – Caudal afluente ( $m^3/h$ ).

O tempo de detenção hidráulico no reactor representa-se simplesmente por:

$$\theta = \frac{V}{Q_0} \quad \text{(Equação 4.5)}$$

- **Índice Volumétrico de Lamas (IVL):** este parâmetro constitui um indicador da sedimentabilidade das lamas no decantador secundário e é definido como o volume ocupado por 1 grama de lama (peso seco) após sedimentação durante 30 minutos. Um valor de IVL inferior a 100 ml/g indica uma boa sedimentabilidade das lamas, contudo um resultado superior a 150 ml/g está normalmente associado ao crescimento de microrganismos filamentosos indesejáveis ao sistema. Tradicionalmente, o IVL determina-se enchendo uma proveta graduada de 1 ou 2 L com uma amostra de licor misto, sem diluição, mede-se o volume sedimentado passados 30 minutos (método proposto por Mohlmann em 1934) e estima-se o valor de acordo com a seguinte expressão (Metcalf and Eddy, 2003):

$$IVL = \frac{(\text{volume de lama sedimentada, mL/L}) (10^3 \text{ mg/g})}{(\text{sólidos suspensos, mg/L})} = \text{mg/L} \quad \text{(Equação 4.6)}$$

Em resumo, no quadro seguinte apresentam-se os valores dos principais parâmetros associados ao processo de tratamento por lamas activadas, em função dos respectivos regimes de funcionamento.

**Quadro 4.2** – Principais parâmetros operacionais dos processos de lamas activadas versus respectivos regimes de funcionamento (adaptado de Metcalf and Eddy, 2003)

Parâmetros	Regime de funcionamento		
	Baixa carga	Média carga	Alta carga
Idade de lamas (dias)	15 – 30	3 – 15	0,5 – 3
Relação F/M (kg CBO <sub>5</sub> . kg <sup>-1</sup> SSV.dia <sup>-1</sup> )	0,03 – 0,135	0,2 – 0,5	1 – 5
Carga volúmica (kg CBO <sub>5</sub> .m <sup>-3</sup> .dia <sup>-1</sup> )	< 0,3	0,3 – 0,7	1,2 – 2,4
Sólidos suspensos totais (mg SST.L <sup>-1</sup> )	4000 – 8000	3000 – 5000	1500 – 3000
Sólidos suspensos voláteis (mg SSV.L <sup>-1</sup> )	3000 – 5000	2400 – 4000	2200 – 2500
Tempo de retenção hidráulico (horas)	16 – 24	4 – 8	2 – 3
Produção de lamas (kg MS.kg CBO <sub>5</sub> rem <sup>-1</sup> )	0,1 – 0,2	0,3 – 0,5	0,4 – 0,7
Consumo de oxigénio (kg O <sub>2</sub> .kg CBO <sub>5</sub> rem <sup>-1</sup> )	1,2 – 2,0	0,8 – 1,2	0,4 – 0,8

#### 4.1.4 Produção de lamas

A concepção do tratamento de lamas e, posterior eliminação/facilidade de valorização depende da previsão da produção de lamas no sistema. Se as instalações de tratamento de lamas forem subdimensionadas, o desempenho do processo pode ficar seriamente comprometido, promovendo a acumulação de lamas activadas no sistema, uma vez que não conseguem ser processadas com a rapidez desejável. Nestas circunstâncias, a capacidade de cumulação de lamas no sistema é ultrapassado e os sólidos em excesso acabam por ser arrastados no efluente do decantador secundário, podendo a infra-estrutura de tratamento incorrer numa infracção ao normativo de descarga. A produção de lamas em relação à quantidade de CBO<sub>5</sub> removida também afecta o tamanho do tanque de arejamento. A quantidade de lamas produzidas por dia pode ser estimada por recurso à seguinte expressão:

$$P_{X,SSV} = Y_{obs} (Q)(S_0 - S_e) (1 \text{ kg} / 10^3 \text{ g}) \quad (\text{Equação 4.7})$$

Em que,

$P_{X,SSV}$  – Produção de lamas (kg SSV/dia);

$Y_{obs}$  – Rendimento observado (g SSV/g substrato removido);

$Q$  – Caudal afluente (m<sup>3</sup>/dia);

$S_0$  – Concentração de substrato no afluente ao sistema (mg/L);

$S_e$  – Concentração de substrato no efluente tratado (mg/L).

Dependendo do tipo de efluente, o valor  $Y_{obs}$  irá variar em função do substrato definido em termos de  $CBO_5$  ou  $CQO$ , de acordo com a seguinte equação:

$$Y_{obs} = - \frac{r_{Xt,SSV}}{r_{su}} \quad \text{(Equação 4.8)}$$

Em que,

$r_{Xt,SSV}$  – Taxa de produção de SSV totais (g/m<sup>3</sup>.dia);

$r_{su}$  – Taxa de utilização de substrato solúvel (g/m<sup>3</sup>.dia).

Estes dois factores obtêm-se a partir das seguintes equações:

$$r_{Xt,SSV} = -Y r_{su} - k_d X + f_d (k_d) X + Q X_{o,i} / V \quad \text{(Equação 4.9)}$$

e

$$r_{su} = - \frac{k X S}{K_s + S} \quad \text{(Equação 4.10)}$$

Em que,

$X_{o,i}$  – Concentração de SSVnb (g/m<sup>3</sup>);

$V$  – Volume do tanque de arejamento (m<sup>3</sup>);

$k_d$  – Coeficiente de decaimento endógeno (g SSV/g SSV.dia);

$X$  – concentração de biomassa (microrganismos) (g/m<sup>3</sup>);

$k$  – Taxa de utilização máxima específica de substrato (g substrato/g microrganismos.dia);

$K_s$  – Constante de meia saturação (representa a concentração de substrato para a qual a velocidade de crescimento é metade da velocidade de crescimento máxima) (mg/L);

$S$  – Concentração de substrato em solução, limitante para o crescimento de microrganismos (g/m<sup>3</sup>).

Como:

$$k = \frac{\mu_{max}}{Y} \quad \text{(Equação 4.11)}$$

O factor  $r_{su}$  também pode ser representado da seguinte forma:



$$r_{su} = -\frac{\mu_{\max} X S}{Y(K_s + S)} \quad \text{(Equação 4.12)}$$

Onde,

$\mu_{\max}$  – Taxa máxima específica de crescimento de microrganismos (g novas células/g células.dia);

$Y$  – Rendimento da biomassa (g biomassa produzida/g substrato consumido).

#### 4.1.5 Necessidades de oxigénio

O oxigénio necessário para a biodegradação da matéria carbonácea é determinado a partir de um balanço de massas, utilizando a concentração da CQO biodegradável (CQOb) do efluente tratado e a quantidade de biomassa que sai do sistema por dia. Se toda a CQOb for oxidada a  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ , e  $\text{NH}_3$ , a necessidade de oxigénio seria igual à concentração CQOb. As bactérias utilizam o oxigénio para oxidar parte da CQOb, para produção de energia, e a restante fracção de CQOb, para o crescimento celular. O oxigénio é igualmente consumido na respiração endógena, e o remanescente dependerá sempre do TRS do sistema. As necessidades de oxigénio associadas à remoção da  $\text{CBO}_5$  (sem que ocorra a nitrificação) podem ser calculadas através da aplicação da seguinte equação:

$$R_0 = Q(S_0 - S_e) - 1,42 P_{X,SSV} \quad \text{(Equação 4.13)}$$

Em que,

$R_0$  – Necessidades de oxigénio (kg/dia);

$P_{X,SSV}$  - Produção de lamas (kg SSV/dia);

$Q$  – Caudal afluyente ( $\text{m}^3/\text{dia}$ );

$S_0$  – Concentração de substrato no afluyente ao sistema (mg/L);

$S_e$  – Concentração de substrato no efluente tratado (mg/L).

Em termos gerais, os valores de oxigénio variam entre 0,90 e 1,3 kg  $\text{O}_2/\text{kg}$   $\text{CBO}_5$  removido para TRS que variam entre 5 e 20 dias, respectivamente (WEF, 1998 citado por Metcalf and Eddy, 2003).

Quando a nitrificação constitui uma etapa do processo, as necessidades totais de oxigénio estão associadas não só à remoção da matéria carbonácea, mas também à oxidação da amónia e do nitrito a nitrato, de acordo com a seguinte expressão:

$$R_0 = Q(S_0 - S_e) - 1,42 P_{X,SSV} + 4,33 Q(\text{NO}_x) \quad \text{(Equação 4.14)}$$

Em que o  $\text{NO}_x$  representa a concentração de N- $\text{NH}_4$  no efluente que é nitrificado (mg/L).

#### 4.1.6 Nutrientes – relação C:N:P

Para um sistema de tratamento biológico funcionar adequadamente, os principais nutrientes, azoto e fósforo, devem estar disponíveis em quantidades adequadas. Nestas circunstâncias, para um sistema em equilíbrio, empregando a fórmula  $C_5H_7NO_2$  para a composição da biomassa celular, é possível inferir que a quantidade de azoto necessária é de aproximadamente 12,4 por cento em peso. No entanto, no que refere ao parâmetro fósforo, assume-se que a quantidade necessária ao sistema é cerca de um quinto da quantidade de azoto. Estas quantidades apesar de comumente utilizadas não podem ser consideradas como valores fixos das necessidades efectivas do sistema. De facto, tem sido demonstrado que a distribuição percentual de azoto e fósforo no tecido celular varia de acordo com o TRS no sistema e as condições ambientais. A quantidade de nutrientes necessária pode ser estimada com base na produção de biomassa diária, de acordo com a seguinte expressão (Metcalf and Eddy, 2003):

$$P_{X,SSV} = \frac{QY(S_0 - S)(1 \text{ kg}/10^3 \text{ g})}{1 + (k_d)TRS} + \frac{(f_d)(k_d)(S_0 - S)TRS(1 \text{ kg}/10^3 \text{ g})}{1 + (k_d)TRS} + \frac{QY_n(NO_x)(1 \text{ kg}/10^3 \text{ g})}{1 + (k_{dn})TRS}$$

Biomassa heterotrófica
Resíduos celulares
Microrganismos nitrificantes

(Equação 4.15)

Em que,

$f_d$  – Fracção remanescente de biomassa como resíduo celular (g/g);

$k_d$  – Coeficiente de decaimento endógeno ( $\text{dia}^{-1}$ );

$k_{dn}$  – Coeficiente de decaimento endógeno dos microrganismos nitrificantes ( $\text{dia}^{-1}$ ).

Salienta-se que as limitações relativas aos nutrientes podem ocorrer quando as concentrações de azoto e fósforo se encontram na faixa de 0,1 a 0,3 mg/L. Como regra geral, para valores de TRS superiores a 7 dias, são necessárias quantidades de, aproximadamente, 5 g e 1g de azoto e fósforo, respectivamente, por cada 100 g de  $CBO_5$  no sistema (Metcalf and Eddy, 2003), ou seja, a relação de equilíbrio da presença destes compostos para o desenvolvimento adequado da biomassa é descrita como sendo 100:5:1, respectivamente para  $CBO_5$ :N:P.

#### 4.1.7 Outros requisitos químicos

A alcalinidade é provavelmente o parâmetro químico mais importante necessário à etapa de nitrificação. A quantidade de alcalinidade necessária ao crescimento celular da biomassa no sistema é de, aproximadamente, 7,07  $\text{CaCO}_3$  g/g  $\text{N-NH}_4$ . No entanto, salienta-se que devem estar igualmente disponíveis no sistema, quantidades de alcalinidade adicionais por forma a manter o pH na faixa de

6,8 a 7,4. Normalmente, a quantidade de alcalinidade residual necessária para manter o pH próximo do neutro situa-se entre os 70 e os 80 mg/L de  $\text{CaCO}_3$  (Metcalf and Eddy, 2003).

#### 4.1.8 Utilização de selectores

A separação sólido-líquido é um dos aspectos mais importantes do tratamento biológico de águas residuais. A instalação de selectores biológicos (pequenos tanques de contacto) antes do tanque de arejamento é prática comum por forma a limitar o crescimento de microrganismos filamentosos.

### 4.2 Dimensionamento de um reactor biológico em mistura completa

#### 4.2.1 Considerações prévias

O conceito básico associado ao processo de tratamento biológico por lamas activadas consiste no fornecimento constante de matéria orgânica e oxigénio a uma comunidade de microrganismos que se encontra num reactor. Os microrganismos consomem a matéria orgânica e transformam-na, através do metabolismo aeróbio, em nova biomassa microbiana e em  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  e minerais (processo de estabilização). Os microrganismos, que se agregam e formam flocos, são constantemente removidos do reactor para o decantador secundário, onde devido à sua densidade, acabam por sedimentar (lamas biológicas). Parte destes microrganismos são recirculados para o reactor biológico, por forma a manter a concentração de microrganismos necessária, e outra parte acaba por abandonar o sistema, através da purga de lamas em excesso. Num processo de lamas activadas a operar em estado estacionário, a quantidade de lamas extraídas do sistema representa a massa microbiana produzida no tanque de arejamento.

Este tipo de sistemas são extremamente resistentes a perturbações originadas por choques orgânicos e/ou hidráulicos. A sua concepção e dimensionamento passam em regra geral pela selecção do parâmetro tempo de retenção de sólidos (TRS), dos coeficientes cinéticos e estequiométricos, e pela aplicação de balanços mássicos adequados (Metcalf and Eddy, 2003).

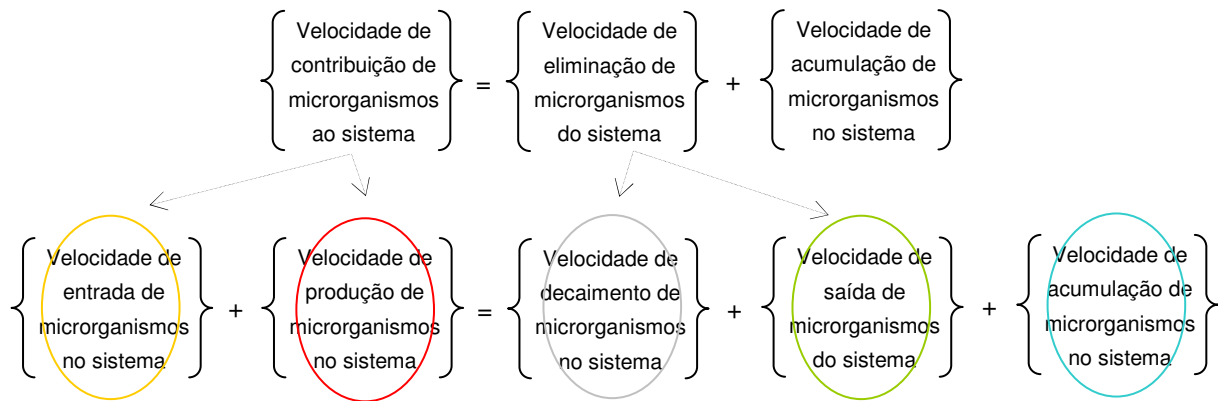
Nas secções seguintes apresentam-se algumas expressões matemáticas comumente utilizadas no dimensionamento de reactores biológicos de lamas activadas do tipo mistura completa sendo, no entanto, observadas as seguintes simplificações (Vargas-Machuca, 2005):

- o sistema encontra-se em estado estacionário, isto é, as concentrações e caudais de todos os fluxos no sistema permanecem constantes ao longo do tempo;
- a concentração de oxigénio dissolvido, microrganismos,  $\text{CBO}_5$ , etc.. é a mesma em qualquer diferencial de volume do tanque de arejamento, visto que consideramos o reactor é de mistura completa;
- a concentração de microrganismos no afluente ao processo biológico ( $X_0$ ) é desprezável em comparação com a concentração de microrganismos dentro do processo biológico de tratamento;

- o processo biológico de depuração das águas residuais ocorre somente no tanque de arejamento, isto é, as reacções de oxidação da matéria orgânica e o crescimento de microrganismos no decantador secundário são desprezadas, quando comparadas às reacções que ocorrem no tanque de arejamento. Esta suposição conduz a um modelo conservativo, já que em alguns sistemas podem ocorrer processos biológicos no decantador;
- o volume utilizado no cálculo do tempo hidráulico de retenção no sistema inclui somente o volume do tanque de arejamento.

## 4.2.2 Balanço de massa aos microrganismos

Efectuando um balanço de massas aos microrganismos para o sistema abrangido pela linha tracejada da Figura 4.1, temos (Vargas-Machuca, 2005):



Ou seja, pode representar-se matematicamente da seguinte forma:

$$(Q_0 \cdot X_0) + (r_g \cdot V) = (r_d \cdot V) + (Q_e \cdot X_e + Q_w \cdot X_w) + \left( \frac{dX}{dt} \cdot V \right) \quad \text{(Equação 4.16)}$$

Em que,

$X_0$  – Concentração de microrganismos no afluente (kg SSV/m<sup>3</sup>);

$r_g$  – Taxa de crescimento de microrganismos (kg SSV/m<sup>3</sup>.dia);

$r_d$  – Taxa de decaimento de microrganismos por respiração endógena (kg SSV/m<sup>3</sup>.dia);

$\frac{dX}{dt}$  – Taxa de acumulação de microrganismos no sistema (kg SSV/m<sup>3</sup>.dia).

Admitindo os seguintes pressupostos:

- a concentração de microrganismos no afluente ao sistema é praticamente nula ( $X_0 \approx 0$ );
- o sistema encontra-se em estado estacionário ( $\frac{dX}{dt} = 0$ );

A partir da equação de balanço temos:

$$(r_g \cdot V) = (r_d \cdot V) + (Q_e \cdot X_e + Q_w \cdot X_w) \quad \text{(Equação 4.17)}$$

e multiplicando a expressão por:  $\frac{X}{X}$

Obtém-se:

$$\frac{(r_g - r_d)}{X} = \frac{(Q_e \cdot X_e + Q_w \cdot X_w)}{V \cdot X} \quad \text{(Equação 4.18)}$$

E como vimos anteriormente na definição do tempo de retenção de sólidos (equação 4.1), temos que:

$$\frac{(r_g - r_d)}{X} = \frac{1}{\theta_c} \quad \text{(Equação 4.19)}$$

Aplicando as expressões para a velocidade de crescimento de microrganismos ( $r_g$ ) e a velocidade de decaimento de microrganismos por respiração endógena ( $r_d$ ),

$$r_g = -Y \cdot r_{su} \quad \text{(Equação 4.20)}$$

e

$$r_d = k_d \cdot X \quad \text{(Equação 4.21)}$$

obtém-se:

$$(r_g - r_d) = -Y \cdot r_{su} - k_d \cdot X \quad \text{(Equação 4.22)}$$

Em que,

$Y$  – Coeficiente de rendimento substrato-biomassa (kg SSV/kg CBO<sub>5</sub>);

$r_{su}$  – Taxa de consumo de substrato (kg CBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup> · dia);

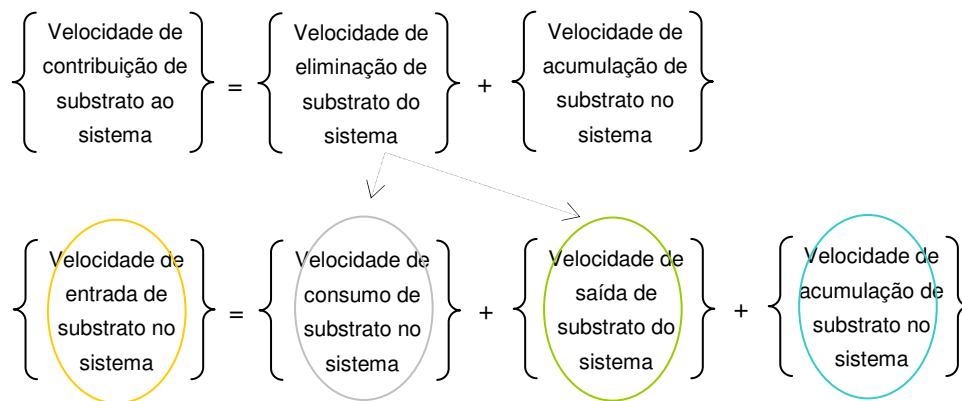
$k_d$  - Constante cinética do decaimento endógeno (d<sup>-1</sup>).

Aplicando esta expressão à equação 4.19, obtém-se:

$$\frac{1}{\theta_c} = -Y \cdot \frac{\left(\frac{r_{su}}{X}\right) - k_d}{\quad} \quad \text{(Equação 4.23)}$$

### 4.2.3 Balanço de massa ao substrato

De modo idêntico, efectuando um balanço de massas ao substrato (matéria orgânica solúvel biodegradável) para o sistema abrangido pela linha tracejada da Figura 4.1, temos (Vargas-Machuca, 2005):



Ou seja, o balanço pode representar-se matematicamente da seguinte forma:

$$(Q_0 \cdot S_0) = \left[ \left( \frac{dS}{dt} \right)_{CON} \cdot V \right] + (Q_e \cdot S_e + Q_w \cdot S_w) + \left[ \left( \frac{dS}{dt} \right)_{ACUM} \cdot V \right] \quad \text{(Equação 4.24)}$$

Em que,

$S_0$  – Concentração de substrato no afluente (kg CBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>);

$S_e$  – Concentração de substrato no efluente (kg CBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>);

$S_w$  – Concentração de substrato na purga (kg CBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>);

$\left( \frac{dS}{dt} \right)_{CON}$  – Taxa de consumo do substrato por processos biológicos (kg CBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>.dia);

$\left( \frac{dS}{dt} \right)_{ACUM}$  – Taxa de acumulação de substrato no sistema (kg CBO<sub>5</sub>/m<sup>3</sup>.dia).

Considerando igualmente que:

- o sistema se encontra em estado estacionário ( $\left( \frac{dS}{dt} \right)_{ACUM} = 0$ );

- atendendo ao facto de que o termo substrato inclui a matéria orgânica solúvel biodegradável, pode-se admitir que  $S_w = S_e$ ;
- $Q_e + Q_w = Q_0$

E aplicando a expressão que define o tempo de retenção hidráulico no reactor (equação 4.5) temos que:

$$\frac{dS}{dt} = \frac{Q_0 \cdot (S_0 - S_e)}{V} = \frac{(S_0 - S_e)}{\theta} \quad \text{(Equação 4.25)}$$

Como:

$$r_{su} = -\frac{dS}{dt} \quad \text{(Equação 4.26)}$$

Obtém-se:

$$r_{su} = -\frac{(S_0 - S_e)}{\theta} \quad \text{(Equação 4.27)}$$

#### 4.2.4 Cálculo do volume do tanque de arejamento

Substituindo as expressões obtidas nos pontos anteriores, no balanço de massas aos microrganismos (equação 4.23) e no balanço de massas ao substrato (equação 4.27), obtém-se a seguinte equação:

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \cdot \left[ \frac{\left( \frac{(S_0 - S_e)}{\theta} \right)}{X} \right] - k_d \quad \text{(Equação 4.28)}$$

Resolvendo a equação anterior em função do volume do reactor considerando a definição de tempo de retenção hidráulico (equação 4.5) obtém-se:

$$V = \frac{Q_0 \cdot Y \cdot \theta_c \cdot (S_0 - S_e)}{X \cdot (1 + \theta_c \cdot k_d)} \quad \text{(Equação 4.29)}$$

Por forma a estimar o volume do reator biológico, a partir da equação 4.29, torna-se necessário conhecer todos os coeficientes nela incluídos, designadamente:

▪ **Caudal e concentração do substrato no afluente**  $\longrightarrow V = \frac{Q_0 \cdot Y \cdot \theta_c \cdot (S_0 - S_e)}{X \cdot (1 + \theta_c \cdot k_d)}$

Os coeficientes  $Q_0$  e  $S_0$ , ou seja, o caudal de água residual e a concentração de  $\text{CBO}_5$  solúvel afluente ao tanque de arejamento são dados que se supõem conhecidos.

Importa referir a necessidade de ter um cuidado acrescido em situações em que o caudal afluente pode apresentar fortes variações diárias, semanais ou sazonais, como é o caso, por exemplo, de efluentes provenientes de instalações industriais e alguns efluentes urbanos gerados em regiões com forte carácter sazonal. Normalmente, os valores de caudais utilizados no dimensionamento do tanque de arejamento são baseados no caudal médio diário, medido em 24 horas, obtido através de dados correspondentes a um ano de caracterização. Relativamente à concentração de substrato é frequentemente utilizada a concentração média diária. No entanto, uma vez dimensionado o tanque de arejamento e o decantador secundário, deve ser verificado o comportamento do sistema em situações de picos de caudal e cargas poluentes (Vargas-Machuca, 2005).

▪ **Concentração do substrato no efluente**  $\longrightarrow V = \frac{Q_0 \cdot Y \cdot \theta_c \cdot (S_0 - S_e)}{X \cdot (1 + \theta_c \cdot k_d)}$

O factor  $S_e$  ou concentração de  $\text{CBO}_5$  no efluente é determinada por:

- as características a cumprir para o bom funcionamento do equipamento ou do sistema de tratamento a jusante;
- os limites impostos na licença de descarga, que por sua vez, estão condicionados pelo meio receptor (meio hídrico receptor ou colector municipal).

Neste último caso, é importante tomar em consideração que os valores limite impostos nos normativos de descarga e na legislação vigente referem-se à  $\text{CBO}_5$  total, ou seja, inclui as componentes solúvel e particulada. Nestas circunstâncias, o valor objectivo para a concentração do  $\text{CBO}_5$  no efluente à saída ( $S_e$ ) não se deve adoptar o valor limite estabelecido nos documentos legais (Vargas-Machuca, 2005).

▪ **Parâmetros cinéticos**  $\longrightarrow V = \frac{Q_0 \cdot Y \cdot \theta_c \cdot (S_0 - S_e)}{X \cdot (1 + \theta_c \cdot k_d)}$

Os parâmetros cinéticos  $Y$  e  $K_d$ , ou seja o rendimento biomassa formada/substrato consumido e a constante de decaimento endógeno dependem da natureza das águas residuais, nomeadamente da cinética da biodegradação da matéria orgânica, da temperatura e das condições de operação. Os valores associados a estes coeficientes podem ser determinados experimentalmente, juntamente com



os valores da taxa de crescimento específica máxima ( $\mu_{\max}$ ) e da constante de meia saturação ( $K_s$ ) ou por recurso à literatura da especialidade. No quadro seguinte apresentam-se valores comumente utilizados para os coeficientes cinéticos associados aos processos de tratamento por lamas activadas para a remoção da matéria carbonácea numa água residual doméstica (Vargas-Machuca, 2005).

**Quadro 4.3** – Valores típicos para os coeficientes cinéticos associados a águas residuais domésticas (adaptado de Qasim, 2000; Metcalf and Eddy, 2003)

Coeficiente	Unidade	Valores (a 20°C) <sup>a</sup>	
		Intervalo	Típico
k	g CQO/g SSV.dia dia <sup>-1</sup>	2-10	5
		<b>2-8</b>	<b>4</b>
k <sub>s</sub>	mg/L CBO <sub>5</sub>	25-100	60
		<b>40-120</b>	<b>80</b>
	mg/L CQO	10-60 <b>20-80</b>	40
Y	mg SSV/mg CBO <sub>5</sub>	0.4-0.8	0.6
		<b>0.3-0.7</b>	<b>0.5</b>
	mg SSV/mg CQO	0.3-0.6 <b>0.2-0.5</b>	0.4
k <sub>d</sub>	g SSV/g SSV.dia dia <sup>-1</sup>	0.06-0.15	0.10
		<b>0.03-0.07</b>	<b>0.05</b>

<sup>a</sup> Os valores a negrito são adoptados de Qasim, 2000

▪ Tempo de retenção de sólidos  $\longrightarrow V = \frac{Q_0 \cdot Y \cdot \theta_c \cdot (S_0 - S_e)}{X \cdot (1 + \theta_c \cdot k_d)}$

A partir das equações 4.12 e 4.27 apresentadas anteriormente, obtém-se:

$$\left. \begin{aligned} r_{su} &= -\frac{\mu_{\max} X S}{Y(K_s + S)} \\ r_{su} &= -\frac{(S_0 - S_e)}{\theta} \end{aligned} \right\} -\frac{\mu_{\max} X S}{Y(K_s + S)} = -\frac{(S_0 - S_e)}{\theta} \quad \text{(Equação 4.30)}$$

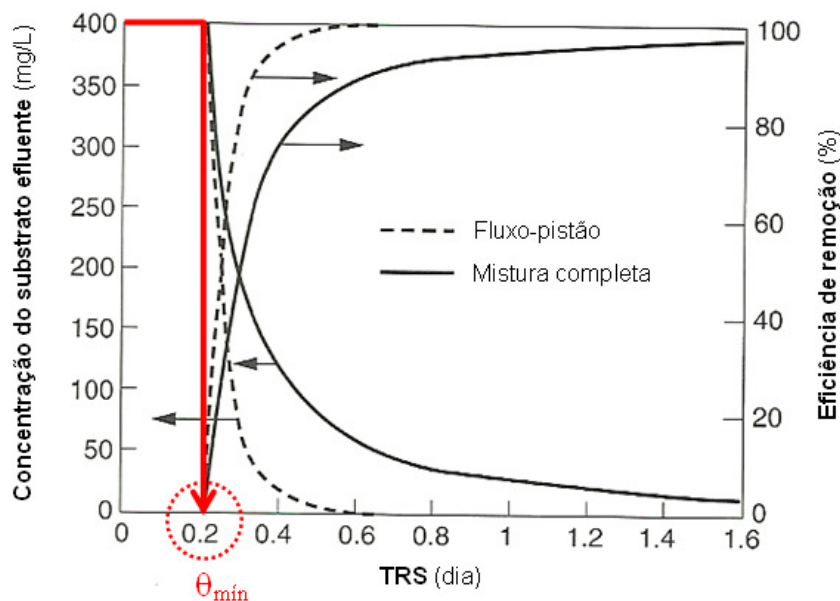
Substituindo a concentração de microrganismos no tanque de arejamento ( $X$ ) pela seguinte expressão (a partir da equação 4.29):

$$X = \frac{Q_0 \cdot Y \cdot \theta_c \cdot (S_0 - S_e)}{V \cdot (1 + \theta_c \cdot k_d)} \quad \text{(Equação 4.31)}$$

E resolvendo em função de  $S_e$ :

$$S_e = \frac{K_s \cdot (1 + \theta_c \cdot k_d)}{\theta_c \cdot (\mu_{\max} - k_d) - 1} \quad \text{(Equação 4.32)}$$

Como se pode observar, num processo de lamas activadas em regime de mistura completa, o  $S_e$  para é apenas função do TRS e dos coeficientes cinéticos de crescimento e decaimento da biomassa. Esta expressão (equação 4.30) pode ser representada através do seguinte gráfico (Figura 4.2):



**Figura 4.2** – Tempo de retenção de sólidos (dia) versus concentração do substrato efluente (mg/L) e eficiência de remoção (%)

Fonte: Metcalf and Eddy, 2003

Como se pode observar na Figura 4.2, a concentração do substrato e a eficiência de tratamento estão directamente relacionados com o tempo de retenção de sólidos. Por outro lado, é possível verificar que abaixo de um determinado valor de TRS não ocorre a estabilização da biomassa como resíduo celular. Este valor crítico, designado de tempo de retenção de sólidos mínimo ( $\theta_{\min}$ ), representa o TRS abaixo do qual a taxa de extracção de microrganismos do sistema excede a taxa de crescimento dos mesmos. O  $\theta_{\min}$  pode ser calculado a partir da seguinte equação, em que  $S = S_0$ :

$$\frac{1}{TRS} = \frac{Y k S}{K_s + S} - k_d \Leftrightarrow \frac{1}{\theta_{\min}} = \frac{Y k S_0}{K_s + S_0} - k_d \quad \text{(Equação 4.33)}$$

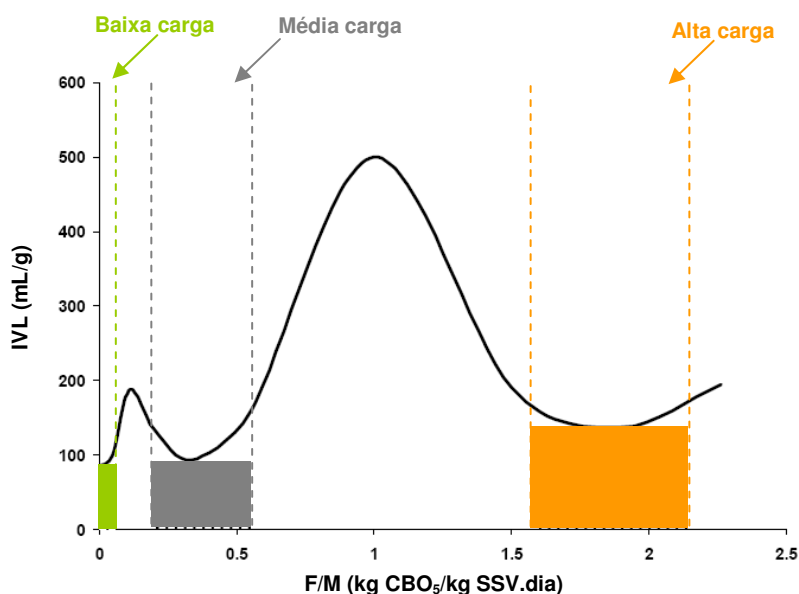
Para garantir um tratamento adequado, os sistemas de tratamento biológico por biomassa em suspensão são tipicamente projectados para funcionar com valores de TRS 2 a 20 vezes superiores ao  $\theta_{\min}$ . Na verdade, a relação entre TRS e o  $\theta_{\min}$  pode ser considerado um factor de segurança do processo (Lauwrence and McCarty, 1970 citado por Metcalf and Eddy, 2003).

▪ **Concentração de microrganismos no reactor**  $\longrightarrow V = \frac{Q_0 \cdot Y \cdot \theta_c \cdot (S_0 - S_e)}{X \cdot (1 + \theta_c \cdot k_d)}$

A selecção de um valor adequado de concentração de microrganismos no reactor (X) depende de muitos aspectos relacionados com o funcionamento do sistema, isto é, um valor excessivamente baixo vai repercutir-se no rendimento do processo, enquanto que para valores excessivamente elevados podem ocorrer limitações na transferência de oxigénio ao sistema e problemas de eliminação de sólidos no decantador secundário. De facto, valores de concentração de sólidos em suspensão no licor misto excessivamente elevados promovem uma diminuição do coeficiente de transferência de oxigénio e, consequentemente, um consumo excessivo de energia necessária ao arejamento do tanque. Por outro lado, um aumento da concentração de sólidos em suspensão à saída do decantador secundário pode estar relacionado com o facto de existir uma elevada concentração de microrganismos no reactor biológico, o que aumenta a carga de sólidos no decantador secundário (Vargas-Machuca, 2005).

A concentração de microrganismos no licor misto é parte integrante de um parâmetro que afecta directamente as propriedades de sedimentabilidade dos flocos biológicos, nomeadamente, a carga mássica ou a relação alimento-microrganismos (F/M). Ou seja, a relação entre a carga orgânica recebida pelo sistema (kg CBO<sub>5</sub>/dia) e a quantidade de microrganismos que existem no tanque de arejamento (kg SS ou kg SSV). Por outras palavras, a carga mássica dá-nos uma indicação do substrato disponível por unidade de biomassa no reactor.

Como referido anteriormente, a sedimentabilidade dos flocos biológicos formados durante o processo biológico, pode ser medido através do parâmetro índice volumétrico de lamas (IVL). Na Figura 4.3 apresenta-se uma representação gráfica da relação entre a sedimentabilidade dos flocos biológicos e a carga mássica.



**Figura 4.3** – Variação do índice volumétrico de lamas (IVL) com a carga mássica (F/M)

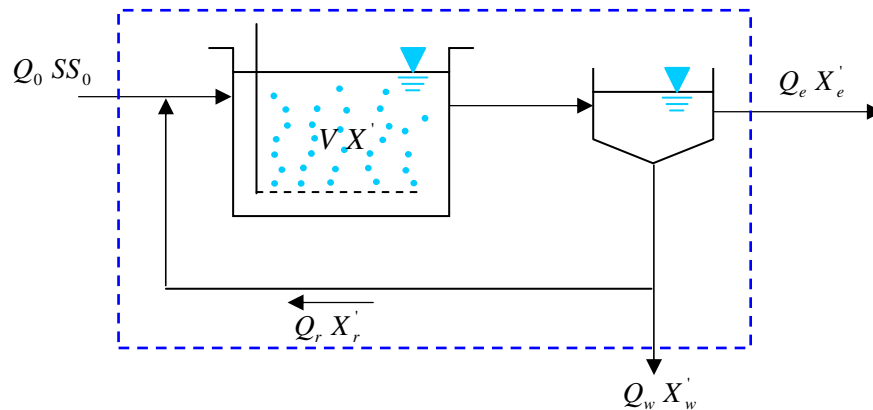
Adaptado de Vargas-Machuca, 2005

Observando a figura é possível verificar que a curva apresenta três mínimos, que correspondem a três faixas de carga mássica em que é possível operar o sistema de lamas activadas, o que permite classificar esse tipo de processos biológicos em sistemas de baixa, média e alta carga. Em sistemas que operam fora destas três categorias observam-se maiores valores de IVL (>150 mL/g) e, consequentemente, uma menor sedimentabilidade das lamas, resultando num aumento da concentração de sólidos suspensos no efluente do decantador secundário (Vargas-Machuca, 2005).

#### 4.2.5 Purga de lamas

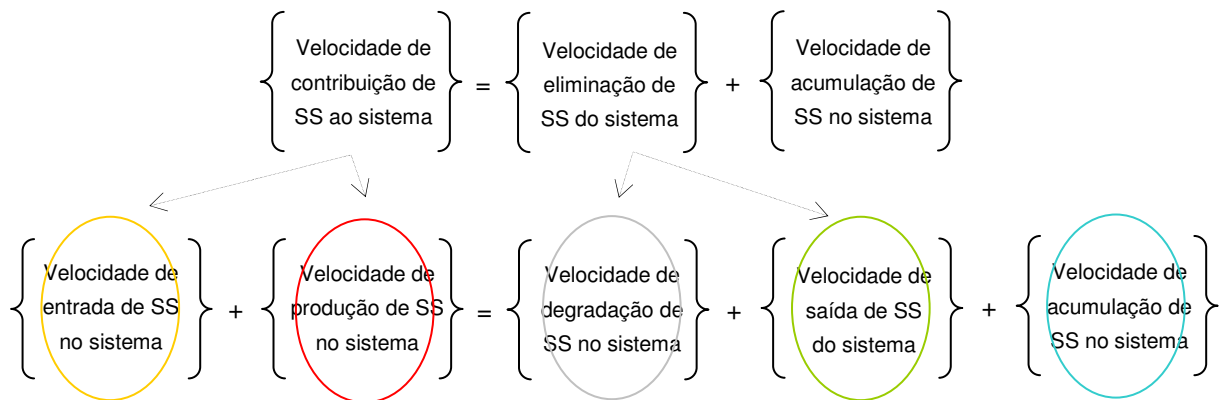
A produção diária de lamas tem implicações não só no dimensionamento do reactor biológico, mas também na operação da instalação de tratamento, nomeadamente, a quantidade de lamas em excesso a desidratar e a encaminhar a destino final adequado. A purga de lamas é um parâmetro de controlo do processo pois determina o tempo de retenção celular do sistema e a concentração de microrganismos no licor misto, nomeadamente, a carga mássica.

Para determinar a quantidade de lamas em excesso a purgar do sistema é fundamental especificar os flocos biológicos produzidos durante o processo biológico de síntese, no tanque de arejamento, e a matéria orgânica e inorgânica inerte não biodegradável presente na água residual afluente ao sistema. Nestas circunstâncias, por forma a estimar a purga de lamas é necessário efectuar um balanço de massas aos sólidos em suspensão para o sistema abrangido pela linha tracejada da Figura 4.4 (Vargas-Machuca, 2005).



**Figura 4.4** - Representação esquemática do diagrama linear de um sistema de tratamento por lamas activadas: volumes, caudais e concentrações de sólidos em suspensão

Efectuando o balanço de massas, temos:



Ou seja, pode representar-se matematicamente da seguinte forma:

$$(Q_0 \cdot SS_0) + (r_g \cdot V \cdot 1,25) = (Q_e \cdot X'_e + Q_w \cdot X'_w) + \left( r_d \cdot V \cdot 1,25 + \left( \frac{dSS_0}{dt} \cdot V \right) \right) + \left( \frac{dSS}{dt} \cdot V \right) \quad (\text{Equação 4.34})$$

Em que,

$SS_0$  – Concentração de sólidos em suspensão no afluente (kg SS/m<sup>3</sup>);

1,25 – Factor de conversão de SSV a SS;

$X'_w$  – Concentração de sólidos em suspensão na purga de lamas (kg SS/m<sup>3</sup>);

$X'_e$  – Concentração de sólidos no afluente (kg SS/m<sup>3</sup>);

$\frac{dSS_0}{dt}$  – Taxa de metabolização microbiana dos sólidos em suspensão no afluente (kg SS/m<sup>3</sup>.dia);

$\frac{dSS}{dt}$  – Taxa de acumulação da concentração de sólidos em suspensão no sistema (kg SS/m<sup>3</sup>.dia).

Reorganizando os termos matemáticos temos,

$$\left( Q_0 \cdot SS_0 - \left( \frac{dSS_0}{dt} \cdot V \right) \right) + (r_g \cdot V \cdot 1,25 - r_d \cdot V \cdot 1,25) = (Q_e \cdot X'_e + Q_w \cdot X'_w) + \left( \frac{dSS}{dt} \cdot V \right) \quad \text{(Equação 4.35)}$$

Sabendo que:

$$r'_g = r_g - r_d \quad \text{(Equação 4.36)}$$

$$P_{SS} = Q_0 \cdot SS_0 - \left( \frac{dSS_0}{dt} \cdot V \right) \quad \text{(Equação 4.37)}$$

$$P_X = r'_g \cdot V \cdot 1,25 \quad \text{(Equação 4.38)}$$

Em que,

$P_X$  – Produção de microrganismos nas lamas activadas (kg SS/dia);

$P_{SS}$  – Carga de sólidos em suspensão não metabolizados no afluente (kg SS/dia).

A partir da equação 4.34 obtém-se:

$$P_{SS} + P_X = (Q_e \cdot X'_e + Q_w \cdot X'_w) + \left( \frac{dSS}{dt} \cdot V \right) \quad \text{(Equação 4.39)}$$

Admitindo os seguintes pressupostos:

- o sistema encontra-se em estado estacionário ( $\frac{dX}{dt} = 0$ );
- $Q_e = Q_0 - Q_w$

O caudal de lamas a purgar será:

$$Q_w = \frac{P_{SS} + P_X - Q_0 \cdot X_e}{(X_w - X_e)} \quad \text{(Equação 4.40)}$$

Analisando os diferentes termos da expressão anterior é possível estimar a produção diária de flocos biológicos resultante do processo de síntese de microrganismos no tanque de arejamento ( $P_X$ ) a partir das equações 4.19, 4.29, 4.36 e 4.38, obtendo-se:

$$P_X = \frac{Y \cdot Q_0 \cdot (S_0 - S_e)}{(1 + \theta_c \cdot k_d)} \cdot 1,25 \quad \text{(Equação 4.41)}$$

Relativamente ao termo  $P_{SS}$  é necessário salientar uma série de considerações a partir das quais é possível definir a expressão matemática simplificada que irá permitir estimar o seu valor. Devido à

complexidade inerente aos processos biológicos de degradação da matéria orgânica biodegradável, a  $\text{CBO}_5$  particulada pode ou não estar metabolizada, dependendo das condições de operação do sistema, ou seja:

- uma idade de lamas superior a 12 dias, é suficiente para a completa metabolização da matéria orgânica particulada adsorvida;
- com uma idade média de lamas de, aproximadamente, 8 dias podem ocorrer duas situações distintas dependendo da carga mássica observada, ou seja, para cargas mássicas elevadas, não é possível garantir a completa metabolização da matéria orgânica afluenta. No entanto, para baixas cargas mássicas o processo de metabolização é completo;
- com idades baixas, inferiores a 5 dias, é possível que a metabolização da matéria particulada nunca chegue a ser concluída e, conseqüentemente, os sólidos afluentes ao rector (biodegradáveis ou não) formam na sua totalidade parte do floco biológico.

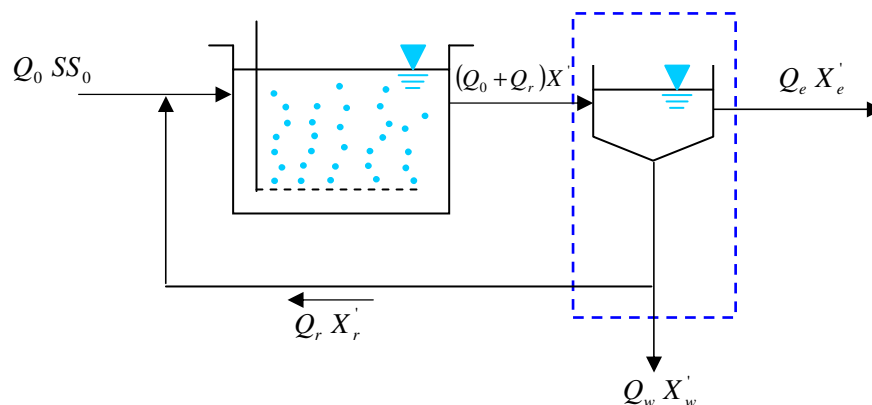
Nestas condições, é possível estimar o  $P_{SS}$  a partir da seguinte expressão matemática:

$$P_{SS} = Q_0 \cdot \gamma \cdot SS_0 \quad (\text{Equação 4.42})$$

Sendo  $\gamma$  a fracção de sólidos em suspensão presentes no afluenta que representam a matéria não biodegradável.

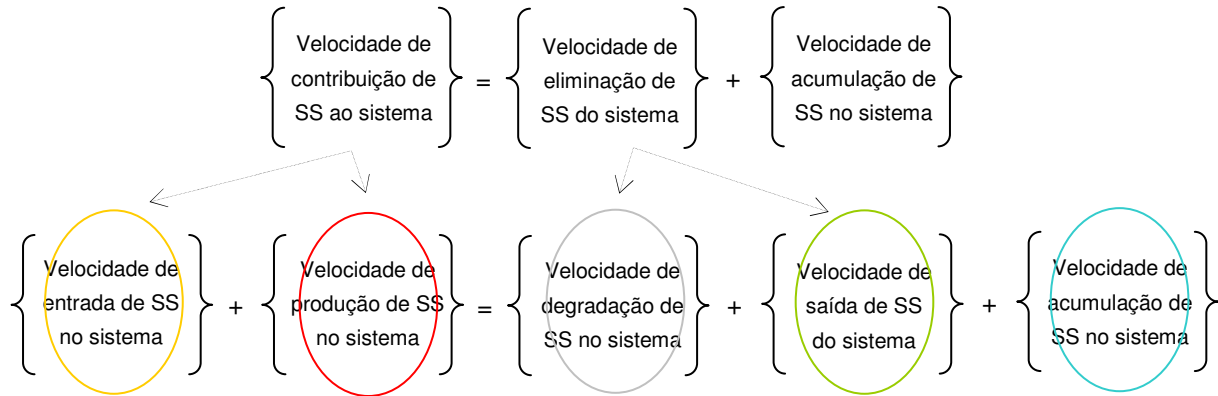
#### 4.2.6 Caudal de recirculação de lamas

Para determinar o caudal de lamas a recircular é necessário efectuar novo balanço de massas aos sólidos em suspensão para o sistema abrangido pela linha tracejada da Figura 4.5 (Vargas-Machuca, 2005).



**Figura 4.5** - Representação esquemática dos volumes, caudais e concentrações de sólidos em suspensão – balanço ao decantador secundário

Observando novamente o balanço de massas aos sólidos em suspensão, temos:



Tendo em conta as seguintes considerações prévias:

- No decantador secundário não ocorrem processos biológicos, ou seja, não existe lugar à produção e degradação de SS no sistema (= 0);
- O sistema encontra-se em estado estacionário (acumulação = 0);
- Num reactor em mistura completa, a concentração de sólidos à saída do tanque de arejamento é igual à concentração dentro do reactor, ou seja,

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidade de} \\ \text{entrada de SS} \\ \text{no sistema} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{Velocidade de} \\ \text{saída de SS} \\ \text{do sistema} \end{array} \right\}$$

Matematicamente é possível representar este balanço da seguinte forma:

$$(Q_0 + Q_r) \cdot X' = Q_e \cdot X'_e + Q_w \cdot X'_w + Q_r \cdot X'_r \quad \text{(Equação 4.43)}$$

Em que,

$X'$  – Concentração de sólidos em suspensão no licor misto ( $\text{kg SS/m}^3$ );

$X'_r$  – Concentração de sólidos em suspensão na recirculação de lamas ( $\text{kg/m}^3$ ).

Resolvendo a equação 4.43 em função do caudal de recirculação de lamas ( $Q_r$ ) obtém-se:

$$Q_r = \frac{Q_0 \cdot (X'_e - X') + Q_w \cdot (X'_w - X')}{X' - X'_r} \quad \text{(Equação 4.44)}$$

Considerando que,

- $X'_w \gg X'_e$ ;
- $X' \gg X'_e$ ;



$$\square X'_w = X'_r$$

Então conclui-se que:

$$Q_r \approx \frac{Q_0 \cdot X' - Q_w \cdot X'_r}{X'_r - X'} \quad \text{(Equação 4.45)}$$

### 4.3 Dimensionamento do decantador secundário

Os principais critérios de dimensionamento de um decantador secundário são a carga hidráulica (relacionada com a etapa de clarificação do efluente) e a carga de sólidos em suspensão (relacionada com a etapa de espessamento das lammas), e outros critérios, tais como a altura de lâmina líquida, etc. A concepção tradicional ou o dimensionamento empírico do decantador secundário passa pela determinação da área imposta quer pelo critério de clarificação, quer pelo critério de espessamento e seleccionar o maior valor obtido. O passo seguinte é impor a altura de lâmina líquida, sendo que alguns autores verificam o período de retenção. De seguida descrevem-se, ainda que de forma simplificada, os principais critérios de dimensionamento e funcionamento associados aos decantadores secundários (Nanning, 2003), nomeadamente:

1. **Caudal de ponta:** este parâmetro constitui um dado de base fundamental na medida em que o dimensionamento do decantador secundário deve basear-se nas condições de afluência mais conservativas. O caudal médio diário é normalmente utilizado para verificação das condições de funcionamento do órgão;
2. **Carga hidráulica** ou velocidade ascensional: é definida como o volume de água residual a tratar no decantador, por  $m^2$  de área superficial e unidade de tempo. Este critério pode ser estimado a partir da seguinte equação matemática:

$$C_h = \frac{Q_0}{A} \quad \text{(Equação 4.46)}$$

Em que,

$C_h$  – Carga hidráulica ( $m^3/m^2 \cdot dia$ );

$Q_0$  – Caudal afluente ao tanque de arejamento ( $m^3/dia$ );

$A$  – Área superficial do decantador ( $m^2$ ).

Em rigor, a carga hidráulica deveria ser calculada com base no caudal tratado ( $Q_e$ ) (Figura 4.5) e não no caudal afluente ao sistema ( $Q_0$ ). De facto, de acordo com o balanço de caudais,  $Q_e = Q_0 - Q_w$ . No entanto,  $Q_0 \gg Q_w$  e como tal pode ser considerado desprezável ( $Q_w \approx 0$ ). Esta simplificação implica um dimensionamento mais conservativo na medida em que considera um caudal ligeiramente superior ao caudal real afluente ao decantador.

É importante salientar que a verificação das condições de funcionamento dever ter em conta não só o caudal médio diário afluente ao sistema mas, também, o caudal de ponta.

- 3. Carga de sólidos:** é a massa de sólidos em suspensão a tratar no decantador, por m<sup>2</sup> de área superficial e unidade de tempo. A carga de sólidos, normalmente expressa em kg MLSS/m<sup>2</sup>.h, pode ser estimada por recurso à seguinte equação (Metcalf e Eddy, 2003):

$$C_s = \frac{(Q + Q_r) X}{A} \quad \text{(Equação 4.47)}$$

Em que,

$C_s$  – Carga de sólidos;

$Q$  – Caudal afluente (m<sup>3</sup>/dia);

$Q_r$  – Caudal de recirculação (m<sup>3</sup>/dia);

$A$  – Área superficial do decantador (m<sup>2</sup>);

$X$  – Concentração de MLSS no reactor (mg/L).

Para a determinação deste parâmetro é necessário conhecer a concentração de matéria em suspensão, o que implica a existência de uma relação directa entre o dimensionamento do reactor e do decantador secundário. Nestas circunstâncias, um valor baixo de matéria em suspensão implica um maior volume do tanque de arejamento e, conseqüentemente, um menor volume do decantador secundário. Em contrapartida, um incremento do valor de matéria em suspensão, contraria esta tendência.

- 4. Tempo de retenção hidráulico:** alguns autores consideram este parâmetro como um critério de dimensionamento. No entanto, tal entendimento é discutível uma vez que o tempo de retenção hidráulico é uma consequência de outros critérios de dimensionamento. Salienta-se que elevados tempos de retenção podem potenciar condições anóxicas no decantador secundário e a consequente ocorrência de desnitrificação no seio do manto de lamas, com o concomitante aparecimento de lamas à superfície do decantador. Este parâmetro é normalmente estimado aquando da verificação das condições de funcionamento do decantador secundário;
- 5. Carga sobre o descarregador:** é definido como o caudal de água tratado por metro linear de descarregador e por unidade de tempo. Esta verificação, apesar de acautelar, na fase de dimensionamento, o arrastamento de sólidos por efeito da velocidade de descarga do efluente tratado, é considerado um parâmetro de menor relevância face à importância de se assegurar uma distribuição uniforme e um correcto nivelamento dos descarregadores. Metcalf e Eddy (2003) recomendam valores de 124 e 250 m<sup>3</sup>/ml.dia a caudal médio e caudal de ponta, respectivamente, sendo que, de acordo com Nanning (2003), valores até 375 m<sup>3</sup>/ml.dia também são considerados aceitáveis segundo outras referências. As normas ATV (1991) restringem este parâmetro a valores de 10 m<sup>3</sup>/ml.h, a caudal de ponta, para decantadores com descarregadores simples e de 6 m<sup>3</sup>/ml.h para descarregadores duplos.

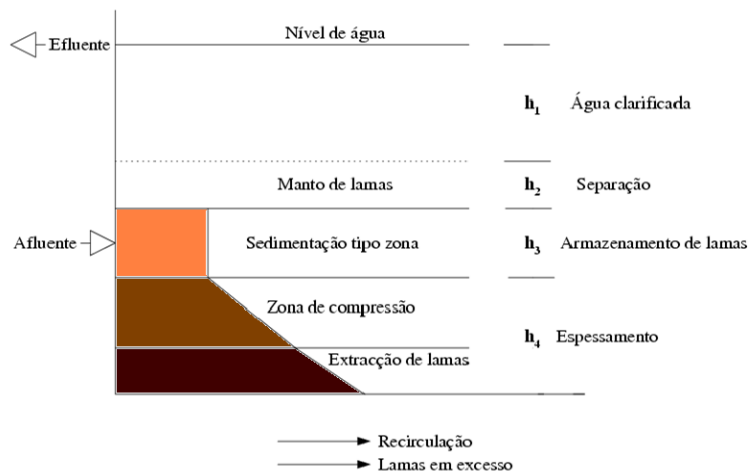
- 6. Altura de lâmina líquida:** Este parâmetro não seria importante se eventualmente, ao sedimentar, a biomassa presente no decantador se comportasse como partículas isoladas. No entanto, a natureza floculenta da biomassa faz com que a velocidade de sedimentação dos flocos aumente à medida que aumenta a profundidade e o tamanho das partículas. Nestas circunstâncias este parâmetro é de facto, um critério importante em termos de dimensionamento. Adicionalmente, a profundidade é relevante no sentido em que permite a determinação do volume necessário à etapa de espessamento. Normalmente, a profundidade refere-se à altura da parede vertical do decantador, sem contar com a profundidade adicional da zona formada pela pendente de fundo do orgão.

Metcalf e Eddy (2003) recomendam valores dentro do intervalo 3,6 e 6,0 m. Nanning (2003) compila valores de 5 referências, que estabelecem os seguintes valores: 3,7 a 4,6 m; 3,7 m ou mais; 3,0 a 4,0 m; 3,7 m e 2,4 a 4,3 m. Por outro lado, WEF-ASCE (2006) considera valores que variam em função do diâmetro do decantador como se pode observar no quadro seguinte.

**Quadro 4.4** – Altura de lâmina líquida no decantador secundário (adaptado de WEF-ASCE, 2006)

Diâmetro (m)	Altura (m)	
	mínima	recomendada
< 12	3,0	3,4
12 a 21	3,4	3,7
21 a 30	3,7	4,0
30 a 43	4,0	4,3
> 43	4,3	4,6

As normas alemãs ATV (1991) são dos poucos documentos (senão os únicos) que estabelecem uma metodologia, ainda que empírica, para o cálculo da profundidade do decantador secundário, sendo dividido em quatro zonas distintas (Figura 4.6). A zona de água clarificada ( $h_1$ ), a zona de separação ( $h_2$ ), a zona de armazenamento ( $h_3$ ) e a zona de compactação ( $h_4$ ).



**Figura 4.6** – Perfil típico de concentração de sólidos – Profundidade do decantador secundário (fonte: Espírito Santo, 2007)

- **Zona de água clarificada ( $h_1$ ):** apresenta um valor fixo de 0,5 m, estabelecido empiricamente;
- **Zona de separação ( $h_2$ ):** para a determinação da altura  $h_2$  deve considerar-se um tempo de retenção de, aproximadamente, 0,5 h, relacionado com o “volume de água livre” dado pela fracção clarificada do teste IVLD (Índice Volúmico de Lamas Diluídas), por recurso à seguinte equação matemática:

$$h_2 = \frac{0,5 \cdot C_h \cdot (1 + R)}{\left(1 - \frac{X \cdot \text{IVLD}}{1000}\right)} \quad (\text{Equação 4.48})$$

Em que,

$C_h$  – Carga hidráulica a caudal máximo afluente em tempo húmido ( $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{dia}$ );

$X$  – Concentração de MLSS no reactor (g/L);

$R$  – Razão de recirculação ( $Q_{\text{recirculação}}/Q_{\text{máximo em tempo húmido}}$ );

IVLD – Índice Volúmico de Lamas Diluídas (ml/g).

Salienta-se que as normas ATV impõem uma restrição à recirculação, nomeadamente,  $Q_r \leq 1,5 Q_{\text{em tempo seco}}$ .

- **Zona de armazenamento ( $h_3$ ):** esta zona permite para fazer face a flutuação de sólidos durante os eventos de pico. Deve apresentar uma altura suficiente para armazenar as lamas durante, aproximadamente, 1,5 h (valor empírico), tempo necessário à sedimentação uniforme das lamas no decantador. A expressão matemática utilizada para estimar a altura  $h_3$  é a seguinte (sendo que o factor 0,3 representa a variação entre a concentração de  $X$  em

tempo seco vs tempo húmido e o factor 500 a concentração das lamas acumuladas no fundo do decantador):

$$h_3 = \frac{(0,3 \cdot X) \cdot 1,5 \cdot IVLD \cdot C_h \cdot (1+R)}{500} \quad \text{(Equação 4.49)}$$

- **Zona de compactação ( $h_4$ ):** esta zona permite às lamas espessarem de forma a atingirem a concentração ideal. A altura  $h_4$  pode ser determinada a partir da seguinte equação:

$$h_4 = \frac{X \cdot IVLD \cdot C_h \cdot (1+R) \cdot t_E}{(300 \cdot t_E + 500)} \quad \text{(Equação 4.50)}$$

Em que  $t_E$  é o tempo de espessamento, sendo recomendado pela bibliografia um valor de 0,5 a 2,0 h (Nanning, 2003).

A altura total do decantador secundário é dada pelo somatório das alturas das quatro zonas descritas anteriormente, ou seja,  $h_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4$ .

No quadro seguinte apresentam-se os principais critérios de dimensionamento associados à decantação secundária, em processos de lamas activadas, em função do tipo de tratamento preconizado a montante.

**Quadro 4.5** – Principais critérios de dimensionamento associados à operação de decantação secundária em processos de lamas activadas<sup>a</sup>

Tipo de tratamento	Carga hidráulica (m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .dia)		Carga de sólidos (kg/m <sup>2</sup> .h)		Altura de líquido (m)
	Caudal médio	Caudal de ponta	Caudal médio	Caudal de ponta	
Arejamento convencional – Média carga (arejamento por ar atmosférico)	16 – 28	40 – 64	4 – 8	8	3,5 – 6
Arejamento convencional – Média carga (arejamento por oxigénio)	16 – 28	40 – 64	5 – 7	9	3,5 – 6
Arejamento prolongado	8 – 16	24 – 32	1,0 – 5	7	3,5 – 6
Remoção biológica de nutrientes (selectores)	16 – 28	40 – 64	5 – 8	9	3,5 – 6
Remoção de fósforo para concentrações de:					
2 mg/L	24 – 32				3,5 – 6
1 mg/L <sup>b</sup>	16 – 24				3,5 – 6
0,2 – 0,5 mg/L <sup>c</sup>	12 – 20				3,5 – 6

<sup>a</sup> adaptado de Mclcalf e Eddy (2003); <sup>b</sup> requer adição ocasional de reagente químico; <sup>c</sup> requer adição contínua de reagente químico.



# MODELAÇÃO DO PROCESSO DE LAMAS ACTIVADAS

---



Neste capítulo pretende-se abordar o tema da modelação dinâmica como instrumento de planeamento, projecto, análise e operação de sistemas de tratamento de águas residuais urbanas. Neste âmbito, efectua-se uma contextualização sumária dos modelos matemáticos existentes e que têm sido utilizados para descrever o comportamento das populações microbianas neste tipo de sistemas, dando-se particular ênfase ao modelo ASM1. Apresenta-se uma caracterização sucinta, mas tão abrangente quanto possível, dos principais programas comerciais de modelação e simulação actualmente disponíveis no mercado. São introduzidos os conceitos básicos relativos aos modelos ASM, apresentando-se uma síntese da formulação e princípios de desenvolvimento destes modelos em termos de notação matricial, nomeadamente, no que refere aos processos biológicos envolvidos, variáveis de estado, coeficientes estequiométricos e parâmetros cinéticos. Por último, apresenta-se uma caracterização das águas residuais em termos de componentes do processo e as principais limitações e conceitos básicos associados à calibração do modelo.





## 5 Modelação do processo de lamas activadas

### 5.1 Classificação dos modelos

Um modelo pode ser considerado como uma representação simplificada da realidade, auxiliando no entendimento dos processos que envolvem esta mesma realidade. Os modelos são comumente utilizados em estudos ambientais, pois ajudam a entender o impacto das mudanças e prever alterações futuras nos ecossistemas. Os processos ambientais são geralmente bastante complexos e são tipicamente tridimensionais e dependentes do tempo. Genericamente, um modelo é constituído por um conjunto de equações e procedimentos, compostos por variáveis e parâmetros. Os parâmetros mantêm seu valor inalterado durante todo o processo, ou seja, um parâmetro possui o mesmo valor para todos os intervalos de tempo, o que não significa que este não possa variar espacialmente. No entanto, as variáveis podem mudar ao longo do tempo, à medida que o modelo vai sendo executado. A importância associada à identificação de cada tipo de variável envolvida num modelo reside no facto de que esta definição irá influenciar a escolha da estrutura de dados durante a implementação do modelo (Rennó e Soares, 2000).

Os modelos são classificados sob diferentes aspectos, nomeadamente, de acordo com o tipo de variáveis utilizadas na modelação (estocásticos ou determinísticos), o tipo de relações entre essas variáveis (empíricos ou conceptuais), a forma de representação dos dados (discretos ou contínuos), a existência ou não de relações espaciais (pontuais ou distribuídos), e a existência de dependência temporal (estáticos ou dinâmicos). No quadro seguinte apresentam-se os vários tipos de modelos e uma breve descrição da sua aplicabilidade (Hannon and Ruth, 1997; Olsson and Newell, 1999; Rennó e Soares, 2000; Ferreira, 2006).

**Quadro 5.1** – Classificação dos principais tipos de modelos e respectiva aplicabilidade

Modelos	Descrição
Estocásticos	Modelos matemáticos que recorrem a elementos probabilísticos (estatística no tempo ou séries temporais) e procuram encontrar relações empíricas e estatísticas no funcionamento das séries temporais para a previsão do comportamento do sistema. São utilizados quando pelo menos uma das variáveis envolvidas tem comportamento aleatório e adicionalmente, têm uma componente determinística, que permite contemplar a sequência temporal ou a sequência espacial dos valores das variáveis.
Determinísticos	Modelos matemáticos que determinam os resultados a partir das condições iniciais, sem recorrerem a elementos probabilísticos. São formulados segundo as regras da casualidade e pressupõem um total conhecimento do sistema.
Empíricos	Estes modelos utilizam relações baseadas em observações, isto é, a análise dos processos reduz-se à procura de uma relação causa-efeito entre as variáveis de entrada (dados de base) e as variáveis de saída (resultados obtidos). Em geral, estes modelos são bastante simples e úteis no dia a dia, mas pouco robustos, uma vez que são específicos para determinada situação para qual as relações foram estimadas. Além disso, os modelos

Modelos	Descrição
	empíricos não permitem simulações de alterações das condições para as quais o modelo não foi calibrado.
Conceptuais	Representação matemática simplificada de parte ou totalidade dos processos através de um conjunto de conceitos expressos em linguagem matemática e ligados por uma sequência espaço-temporal correspondente àquele que se observa na natureza. Em geral, são mais complexos que os modelos empíricos, uma vez que procuram descrever todos os processos que envolvem determinado fenómeno estudado. Requerem um conjunto de informações e uma parametrização cuidada, com base em resultados obtidos experimentalmente, antes de serem executados.
Discretos	Apesar dos fenómenos naturais variarem continuamente no tempo, na maioria das vezes, estes fenómenos são representados por modelos discretos. A escolha do intervalo de tempo no qual o modelo será executado depende basicamente do fenómeno estudado, da disponibilidade de dados e da precisão desejada nos resultados. Em geral, quanto menor o intervalo de tempo maior será a precisão dos resultados, aumentando também o custo computacional para geração destes resultados.
Contínuos	Destinados à análise do comportamento do sistema durante longos períodos de tempo.
Pontuais	Os modelos pontuais (concentrados ou agregados) consideram que as variáveis de entrada e saída são representativas de toda área estudada.
Distribuídos	Estes modelos consideram a variabilidade espacial encontrada nas diversas variáveis do modelo, ou seja, cada elemento discretizado num determinado espaço pode ser tratado como um ponto que representa homogeneamente toda a sua área. Modelos distribuídos mais realísticos consideram, igualmente, a existência de relação espacial entre elementos vizinhos.
Estáticos	Os modelos estáticos representam um fenómeno particular, num determinado ponto temporal.
Dinâmicos	Estes modelos matemáticos utilizam o resultado de uma iteração como entrada para uma próxima iteração. Analisam a evolução temporal das diferentes variáveis.

Os modelos geralmente descrevem processos com diferentes níveis de detalhe e diferentes escalas de tempo. A incerteza associada aos resultados da aplicação de cada modelo deve-se a vários aspectos, nomeadamente, aos dados de entrada, aos valores adoptados para cada parâmetro do sistema e à estrutura do modelo seleccionado (Ferreira, 2006).

## 5.2 Modelação empírica versus modelação dinâmica

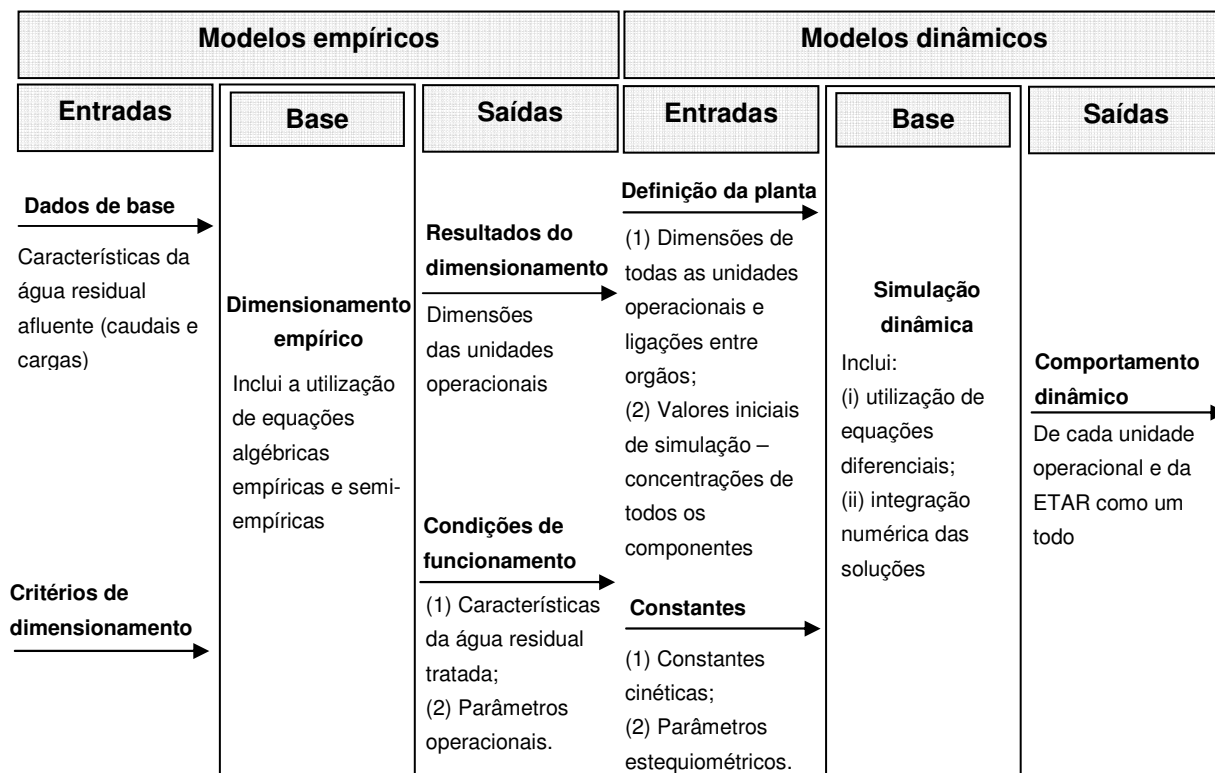
A modelação matemática e simulação dinâmica dos processos de tratamento que ocorrem numa ETAR constituem uma ferramenta fundamental na selecção de estratégias operacionais que

aumentam a estabilidade dos processos biológicos de tratamento e, consequentemente, a qualidade do efluente, e optimizam os custos operacionais. No entanto, a melhor solução de concepção e dimensionamento de uma estação de tratamento de águas residuais, constitui apenas uma compilação das soluções de dimensionamento e funcionamento, obtidas separadamente para cada unidade processual. Nestas circunstâncias, os modelos utilizados devem ser rigorosamente elaborados tendo em conta a descrição dinâmica dos processos de tratamento mais relevantes, bem como os efeitos dos caudais recirculados e escorrências das diferentes linhas de tratamento (Grau *et al.*, 2007). De facto, os modelos dinâmicos são extremamente complexos e exigem a compilação de um conjunto vasto de informação, sendo constituídos por inúmeras equações diferenciais, que necessitam de integração numérica, associadas aos diferentes processos biológicos que por sua vez são compostos por diversas constantes cinéticas por definir (Ekama, 2009).

Em contrapartida, os modelos empíricos têm a vantagem de necessitar de muito menos informação. Este tipo de modelos é constituído por equações algébricas compostas por parâmetros de dimensionamento (como a idade de lamas) que estão directamente relacionados com os parâmetros de funcionamento do sistema (qualidade do efluente). Esta capacidade de apresentar soluções explícitas, torna a utilização do conjunto de expressões matemáticas que constituem os modelos empíricos, uma ferramenta útil, quer no dimensionamento (permite calcular a dimensão da instalação de tratamento para uma determinada capacidade), quer na operação (permite determinar a capacidade da instalação para uma dimensão específica) (Ekama, 2009).

Nos modelos empíricos, as equações matemáticas que vinculam as características do efluente ao funcionamento operacional das unidades de tratamento permitem, de forma simples e imediata calcular (i) a dimensão do reactor biológico e definir a interligação de caudais a partir das características do afluente (dimensionamento) e (ii) as concentrações observadas no reactor e as características do afluente a partir de volumes conhecidos e do desempenho do sistema (operação) (Ekama, 2009).

Na entanto, de acordo com Sötteman *et al.* (2005a) os modelos empíricos baseiam-se nos mesmos processos biológicos que os modelos dinâmicos, embora de uma forma muito mais simplificada, e consequentemente, acabam por apresentar soluções que se aproximam bastante dos resultados obtidos a partir dos modelos dinâmicos. Nestas circunstâncias, o dimensionamento empírico pode e deve ser utilizado como complemento à modelação dinâmica no sentido de gerar a informação necessária aos modelos dinâmicos (ver figura seguinte).



**Figura 5.1** – Entradas, bases de cálculo e saídas dos modelos empíricos e dos modelos de simulação dinâmica (adaptado de Ekama, 2009)

## 5.3 Modelação dinâmica

### 5.3.1 Modelos matemáticos

No passado, diferentes tipos de modelos matemáticos foram introduzidos e apresentados na literatura, no sentido de compreender, descrever e prever o comportamento dinâmico de um processo de tratamento por lamas activadas (Plazl *et al.*, 2001). Em 1982, a IAWPRC – International Association on Water Pollution Research and Control, actualmente conhecida por IAWQ – International Association Water Quality, estabeleceu um grupo de trabalho com o objectivo de promover o desenvolvimento de estudos no âmbito da modelação matemática para a concepção e operação de sistemas de tratamento biológicos de águas residuais. Inicialmente, o objectivo estabelecido foi analisar os modelos existentes e chegar a um consenso relativamente ao modelo matemático simples, com capacidade de previsão realista do desempenho de sistemas de tratamento por lamas activadas, criando uma plataforma sólida de trabalho para o futuro desenvolvimento de modelos mais complexos.

O resultado final foi apresentado em 1987, com a publicação da primeira versão do modelo: ASM1 – Activated Sludge Model N.º 1. (La Motta *et al.*, 2007), que permite simular a oxidação carbonácea, a nitrificação e desnitrificação num processo de tratamento biológico por lamas activadas (Lesage *et al.*,

2003). Parte dos conceitos básicos que suportam o modelo ASM1, foram adoptados do modelo de lamas activadas definido por Dold *et al.* (1980) (Gernaey, 2003).

O esboço do modelo foi discutido num seminário, organizado pela IAWPRC (International Association on Water Pollution Research and Control) em Kollekolle na Dinamarca, em 1985, e publicado em 1987, na sua forma final no Relatório Técnico e Científico N.º 1 da IAWPRC. Embora o modelo tenha sido ampliado, desde então, por forma a, incluir novos processos biológicos de tratamento e acomodar novas observações experimentais, o modelo original é, provavelmente, o mais amplamente utilizado em todo o mundo, constituindo um padrão aceite internacionalmente (Plazl *et al.*, (2001), Smets *et al.*, 2002, Gernaey *et al.*, 2003, Nelson e Sidhu, 2009), quando a remoção biológica de fósforo não é considerada. De facto, o modelo matemático ASM1 tem sido utilizado como uma base de orientação para o desenvolvimento de modelos mais complexos. Foi a introdução da notação de matriz, que permitiu centrar as discussões sobre os aspectos essenciais da modelação, facilitando a inclusão de uma série de pormenores suplementares.

Desde o lançamento do modelo ASM1, em 1987, o acréscimo de conhecimentos sobre os mecanismos de degradação biológica envolvidos nos processos de tratamento por lamas activadas resultou no desenvolvimento de um conjunto de modelos matemáticos capazes de simular as reacções envolvidas nos mecanismos de remoção biológica de matéria orgânica, azoto e fósforo, nomeadamente, ASM2 (Henze *et al.*, 1995), ASM2d (Henze *et al.*, 1999) e ASM3 (Gujer *et al.*, 1999) (citados por La Motta *et al.*, 2007).

Na altura da publicação do modelo ASM1, algumas estações de tratamento de águas residuais já incluíam na linha de tratamento a etapa de remoção biológica de fósforo. No entanto, devido à limitação de conhecimentos associados a este processo, o grupo de trabalho da IAWQ optou por não incluir a modelação do mesmo. A partir de meados dos anos 80, e até meados dos anos 90, à medida que a compreensão dos princípios básicos do processo de remoção biológica de fósforo foi aumentando, estes foram adquirindo notoriedade. Deste modo, em 1995, o modelo ASM2 – Activated Sludge Model N.º 2, foi publicado, incluindo processos de tratamento relativos à remoção biológica de fósforo, e, adicionalmente, a simulação de processos de precipitação química do fósforo (Ferreira, 2006).

No entanto, em 1994, quando o modelo ASM2 foi concluído, ainda não era compreendida a influência da desnitrificação face à remoção biológica de fósforo, pelo que foi estabelecido pelo Grupo, não incluir esse elemento no novo modelo. Contudo, o desenvolvimento da investigação neste campo conduziu à necessidade de ampliação do modelo matemático ASM2, por forma a reflectir esta componente. O resultado foi apresentado em 1999, com a publicação do modelo ASM2d, apresentado como uma extensão do modelo ASM2.

Com base na compreensão dos processos de tratamento por lamas activadas, nomeadamente, no que se refere à importância que os compostos de armazenamento interno têm no metabolismo dos microrganismos, o Grupo de Trabalho decidiu desenvolver, em 1998, o modelo matemático ASM3, criando assim uma nova plataforma de modelação para a próxima geração de modelos de lamas activadas. O modelo ASM3 – Activated Sludge Model N.º 3, descreve as actividades de

armazenamento e crescimento de desnitrificantes em grânulos aeróbios sob condições anóxicas (Dizdaroglu-Risvanoglu *et al.*, 2007, Ni e Yu, 2007), permitindo um melhor controlo dos processos de decaimento endógeno da biomassa, às condições ambientais (Ferreira, 2006).

### 5.3.2 Programas disponíveis no mercado

Os modelos ASM têm sido implementados na maioria dos softwares comerciais de modelação e simulação do comportamento dinâmico de processos biológicos, disponíveis no mercado (Gernaey *et al.*, 2003), sendo cada vez mais utilizados no apoio à operação, gestão e controlo de estações de tratamento de águas residuais. No quadro seguinte apresenta-se uma caracterização sucinta dos principais programas actualmente disponíveis no mercado, dos quais se destacam: GPS-X, SIMBA, AQUASIM, ASIM, BioWin, EFOR, STOAT, WEST.

**Quadro 5.2** – Caracterização sumária dos principais programas existentes no mercado (Olsson and Newell, 1999; Melcer et al., 2003; Ferreira, 2006)

Programa	Origem/versões	Descrição
GPS-X	Hydromantis, Inc. – Canadá  A primeira versão data de 1991.  Versão mais recente – GPS-X 5.02  A empresa Hydromantis, Inc. é a distribuidora da versão comercial.	No capítulo 6 apresenta-se uma caracterização deste programa de modelação e simulação do comportamento dinâmico dos processos de tratamento de águas residuais domésticas e industriais, utilizado pela autora no âmbito do caso de estudo da dissertação. Descreve-se de uma forma abrangente os módulos e modelos que compõem o programa, as várias bibliotecas e as diferentes variáveis de estado transversais aos vários modelos, e apresentam-se os objectos da tabela de processos (operações unitárias e processos de tratamento) suportados pelo GPS-X.  Mais informação em: <a href="http://www.hydromantis.com">http://www.hydromantis.com</a>
AQUASIM	EAWAG – Aquatic Search e Swiss Federal Institute of Aquatic Science and Technology  A primeira versão data de 1994.  A versão mais recente (AQUASIM2.1a) data de Março de 2001.	O programa de computador AQUASIM foi desenvolvido com a finalidade de apoiar cientistas ambientais na procura de um "modelo adequado" que permitisse identificar e simular sistemas aquáticos naturais.  Este software AQUASIM permite ao utilizador a definição e configuração espacial do sistema a modelar através do recurso a um conjunto de blocos ou compartimentos, que podem ser interligados. Actualmente, os blocos pré-definidos, disponíveis no programa, incluem reactores em mistura completa, reactores de biofilme, reactores em regime de fluxo-pistão (com ou sem dispersão), colunas de solo saturado, secções do rio (descreve o comportamento hidráulico e os processos de transporte e transformação de substâncias poluentes em

Programa	Origem/versões	Descrição
	A empresa Holinger AG é a distribuidora da versão comercial.	<p>canais abertos) e lagos (descreve a estratificação, transporte e transformação de substâncias na coluna de água e em camadas de sedimentos adjacentes).</p> <p>O programa permite ao utilizador definir o modelo de simulação através da selecção de um conjunto de variáveis de estado e de processos de transformação, sendo possível modelar, de forma integrada uma ETAR com um determinado tipo de tratamento e a evolução da qualidade da água num rio. O AQUASIM permite, igualmente, efectuar análises de sensibilidade de diferentes variáveis face aos parâmetros considerados (estimados com base em dados medidos), estimar a incerteza dos resultados calculados e avaliar a fiabilidade das previsões do modelo.</p> <p>Mais informação em: <a href="http://www.aquasim.eawag.ch/">http://www.aquasim.eawag.ch/</a></p>
ASIM	<p>EAWAG – Aquatic Search; Swiss Federal Institute of Aquatic Science and Technology</p> <p>Versão mais recente - ASIM4.0</p> <p>A empresa Holinger AG é a distribuidora da versão comercial.</p>	<p>O programa ASIM (<i>Activated Sludge SIMulation Program</i>) permite a simulação de uma variedade de diferentes sistemas de tratamento biológico de águas residuais, nomeadamente, processos de lamas activadas com sistemas até um máximo de 10 reactores dispostos em série (aeróbios, anóxicos e anaeróbios), incluindo a recirculação de lamas e escorrências do tratamento da fase líquida, reactores de funcionamento descontínuo, etc.</p> <p>O programa permite a simulação dinâmica da variação de cargas (diurna ou sazonal), a variação de temperatura e a variação de parâmetros operacionais, tais como o arejamento, a recirculação e a remoção de lamas em excesso, as taxas de recirculação, etc., possibilitando a definição de esquemas de controlo do tipo proporcional (PID) ou <i>on/off</i>. Uma das particularidades do ASIM é permitir ao utilizador definir, armazenar e editar os modelos bio-cinéticos, nomeadamente, os diferentes parâmetros e componentes utilizados para caracterizar as águas residuais e os processos de transformação relevantes em termos de estequiometria e cinética. O programa inclui os modelos ASM1 (adaptado), ASM2d e ASM3 da IAWQ.</p> <p>Mais informação em: <a href="http://www.asim.eawag.ch/index.htm">http://www.asim.eawag.ch/index.htm</a></p>
BioWin	<p><i>EnviroSim Associates LTD</i> - Canadá</p> <p>Versão mais recente – BioWin3.1</p> <p>A empresa <i>EnviroSim Associates LTD</i> é a distribuidora da versão comercial.</p>	<p>O BioWin foi concebido e desenvolvido pela empresa canadiana <i>EnviroSim Associates LTD</i>, permite simular o comportamento de estações de tratamento de águas residuais por recurso a diversos modelos matemáticos, nomeadamente, os modelos de lamas activadas da IWAQ (ASM1, ASM2D e ASM3) e o modelo de Takács para decantadores secundários. O editor do programa permite, adicionalmente, ao utilizador especificar os seus próprios modelos.</p> <p>Entre os diversos módulos que integram o programa destacam-se: reactores biológicos de lamas activadas (com arejamento por ar difuso</p>

Programa	Origem/versões	Descrição
		<p>ou de superfície), RDS e bioreactores de membradas (MBR), desarenadores, decantadores primários e secundários, elementos de entrada – afluência de água residual (definida com base em CQO ou CBO<sub>5</sub>) ou definida pelo utilizador (concentrações das variáveis de estado), adição de compostos metálicos para a precipitação química do fósforo (de ferro ou alumínio), o metanol para a desnitrificação, tanques de equalização, digestores anaeróbios e aeróbios, armazenamento, espessamento e desidratação de lamas.</p> <p>O BioWin disponibiliza uma série de utilidades que facilitam a análise do processo, nomeadamente, o ajuste de parâmetros cinéticos e temperatura em unidades individuais, a simulação das variações de pH ao longo da linha de tratamento da fase líquida e sólida, a simulação da actividade da biomassa nos decantadores secundários, o agendamento de vários parâmetros operacionais como temperatura, oxigénio dissolvido, caudal de ar, caudais de sobrenadantes e escorrências, etc.</p> <p>Mais informação em: <a href="http://www.envirosim.com">http://www.envirosim.com</a></p>
EFOR	<p><i>Króger A/S and Emolet Data e Technical University of Denmark</i></p> <p>Versão mais recente – EFOR3.0</p> <p>A empresa DHI – <i>Danish Hydraulic Institute</i> é a distribuidora da versão comercial.</p>	<p>O EFOR foi desenvolvido no final dos anos oitenta, início dos anos noventa, por um grupo de consultores dinamarqueses (<i>Króger A/S and Emolet Data</i>) em colaboração com a <i>Technical University of Denmark</i>, tendo sido parcialmente financiado pela <i>Danish Agency for Trade and Industry</i>. Em Dezembro de 2000 o EFOR passou a integrar o software do DHI – <i>Danish Hydraulic Institute</i>. Como parte do acordo, o gerente de produto EFOR, Reni Dupont, foi contratado pelo DHI, onde continuará a ser responsável pelo desenvolvimento do programa.</p> <p>O software EFOR é utilizado no dimensionamento e exploração de ETAR, permitindo ao utilizador compreender e prever o desempenho das infra-estruturas de tratamento através da construção de vários cenários (diversas configurações dos órgãos de tratamento, esquemas de operação e diferentes afluências). O programa EFOR é uma ferramenta de apoio à decisão na medida em que permite identificar problemas operacionais, possibilitando a optimização do funcionamento das ETAR e a redução dos custos de exploração. O programa dispõe de vários blocos (afluência de caudal à ETAR, reactores biológicos, decantadores, estações elevatórias, dosagem de produtos químicos, rotores difusores, etc.) que podem ser interligados através de tubagens. O EFOR permite ao utilizador introduzir os dados de base, ou seja, as características do afluente ou editá-los (a partir das pré-definições do programa), sendo verificados através de balanços de massa: os dados não especificados são estimados por recurso a algoritmos avançados.</p> <p>Os resultados da simulação podem ser apresentados de forma dinâmica, durante ou após a simulação, em gráficos e/ou tabelas e incluem os caudais observados nas tubagens, as concentrações e taxas</p>



Programa	Origem/versões	Descrição
		<p>dos processos dos componentes do modelo em todos os órgãos, o manto de lamas, idade de lamas, etc.</p> <p>Os modelos matemáticos implementados no programa EFOR, baseados nos modelos de lamas activadas da IWAQ, incluem o ASM1, ASM2 e ASM3. O modelo principal, o CNDP permite simular a remoção da matéria orgânica, nitrificação, desnitrificação e remoção química e biológica de fósforo (baseado nos modelos ASM1 e ASM2d).</p> <p>A versão mais recente do programa permite a sua integração noutro software desenvolvido pelo DHI, nomeadamente, no MIKE.</p> <p>Mais informação em:  <a href="http://www.mpassociates.gr/software/environment/efor.html#models">http://www.mpassociates.gr/software/environment/efor.html#models</a> </p>
STOAT	<p><i>Water Research Center e Imperial College – Reino Unido</i></p> <p>A primeira versão data de 1994.</p> <p>A empresa <i>Water Research Center</i> é a distribuidora da versão comercial.</p>	<p>O programa STOAT (<i>Sewage Treatment Optimization and Analysis over Time</i>) foi desenvolvido pela WRc (<i>Water Research Center</i>) e pelo <i>Imperial College</i>, em 1994 e permite simular o comportamento de estações de tratamento de águas residuais incluindo os processos de tratamento de lamas. Durante o seu desenvolvimento, cada um dos modelos foi validado por comparação com resultados do desempenho de ETAR a funcionar, sobretudo no Reino Unido.</p> <p>O STOAT integra modelos dinâmicos para simular os processos de tratamento associados aos seguintes órgãos: tanques de equalização, decantadores primários, reactores de lamas activadas incluindo, valas de oxidação, RDS, sistemas para remoção de azoto e fósforo, decantadores secundários, filtros biológicos, leitos percoladores, desinfecção, decantação quimicamente assistida, flotação por ar dissolvido, remoção química de fósforo, digestão anaeróbia de lamas, incineração de lamas, secagem de lamas, desidratação de lamas, controladores do tipo PID, instrumentação, etc.</p> <p>O STOAT permite efectuar análises de sensibilidade e rotinas de calibração e optimização. O programa pode ser utilizado no dimensionamento e exploração de ETAR, melhorar a eficiência dos processos e reduzir os custos operacionais.</p> <p>Os modelos matemáticos implementados no programa STOAT são baseados nos modelos de lamas activadas da IWAQ (ASM) e o modelo para decantadores secundários (Takács).</p> <p>Mais informação em: <a href="http://www.wrcplc.co.uk/">http://www.wrcplc.co.uk/</a></p>
WEST	<p>IBM Bélgica e <i>Flemish Governmental Agency for Science and Technology</i></p> <p>A primeira versão data</p>	<p>O programa WEST foi desenvolvido no período de 1991 a 1994, com o apoio financeiro concedido pela IBM Bélgica e a <i>Flemish Governmental Agency for Science and Technology</i> (IWT), em colaboração com a HEMMIS (<i>GUI development, marketing and support</i>) e a EPAS (<i>Environemntal Consulting Company</i>).</p> <p>O WEST oferece uma plataforma para a modelação dinâmica e</p>

Programa	Origem/versões	Descrição
	<p>de 1994.</p> <p>A empresa HEMMIS é a distribuidora da versão comercial.</p>	<p>simulação integrada de sistemas como redes de drenagem, estações de tratamento de águas residuais e rios (meio receptor). O programa pode ser utilizado no dimensionamento e exploração de ETAR, para optimização da eficiência dos processos e redução dos custos associados, avaliar estratégias de controlo e na formação de operadores.</p> <p>A estrutura do modelo é criada de uma forma gráfica, seleccionando as diferentes unidades de uma biblioteca de processo. O WEST possui uma extensa biblioteca de modelos, numa estrutura aberta, que permite a implementação de novos modelos ou a alteração de qualquer um dos modelos existentes, através do editor MSL – Model Specification Language. O WEST permite a integração com sistemas de supervisão (SCADA), dados de exploração e gestão de ETAR (para calibração e validação do modelo), integra rotinas destinadas à análise de sensibilidade e análise de cenários alternativos.</p> <p>Os modelos matemáticos implementados no programa WEST são baseados nos modelos de lamas activadas da IWAQ (ASM) e o modelo para decantadores secundários (Takács).</p> <p>Mais informação em: <a href="http://www.dhigroup.com">http://www.dhigroup.com</a></p>
SIMBA	<p><i>Institut für Automation und Kommunikation</i> – Alemanha</p> <p>A primeira versão data de 1994.</p> <p>Versão mais recente – SIMBA6</p> <p>A empresa IFAK system GmbH é a distribuidora da versão comercial.</p>	<p>O SIMBA (<i>SIMulation programmes für die Biologische Abwasserreinigung</i>) foi desenvolvido pelo <i>Institut für Automation und Kommunikation</i> (IFAK) na Alemanha, em 1994. O SIMBA pode ser utilizado no dimensionamento e exploração de ETAR: controlo operacional; optimização do processo de concepção e funcionamento das ETAR existentes; análise da gestão da água do processo, tratamento de lamas e consumo de energia; desenvolvimento de estratégias para controlo em tempo real dos sistemas de drenagem; análise das interacções de escoamento, tratamento de águas residuais e de qualidade da água.</p> <p>O SIMBA é baseado no sistema de simulação MATLAB/SIMULINK, que fornece opções poderosas para a análise de algoritmos de controle (permite analisar, de uma forma sistemática, os conceitos de controle dentro de um curto espaço de tempo; analisar situações raras, mesmo sob condições definidas e repetíveis e considera processos comuns e conceitos de automação, a fim de alcançar soluções económicas).</p> <p>A versão mais recente (SIMBA6) permite simular troços da rede de drenagem através de uma abordagem hidrodinâmica ou hidrológica do. Esta característica permite ajustar a complexidade de um modelo de redes de drenagem às necessidades específicas de cada projecto. Por outro lado, o SIMBA permite a perfeita integração da simulação de um sistema de drenagem de águas residuais com modelos de outros</p>

Programa	Origem/versões	Descrição
		<p>subsistemas (ETAR, tratamento de lamas, rios).</p> <p>O programa integra modelos pré-definidos, baseados na matriz de notação de Petersen: ASM1tm – modelo padrão da IWAQ com modificações para melhor aplicabilidade; ASM1sbr – versão modificada do ASM1, dedicado à simulação de RDS; ASM2d – ASM2d da IWAQ, com uma extensão à remoção biológica de fósforo; ASM3m – ASM3 da IWAQ com parametrização estabelecida de acordo com as recomendações do grupo de investigadores da HSG; ASM3biop – ASM3 da IWAQ, com uma extensão da EAWAG para a remoção biológica de fósforo. O SIMBA dispõe de uma grande variedade de modelos de diferentes de complexidade para a modelação dos processos de sedimentação nos decantadores primários e secundários.</p> <p>O programa permite ao utilizador a criação de modelos de simulação através da construção gráfica de sistemas, a partir de blocos pré-definidos que representam os processos associados a unidades de tratamento: afluência de caudais, decantadores primários e secundários, reactores de lamas activadas, tratamento de lamas.</p> <p>Mais informação em: <a href="http://www.ifak-system.com">http://www.ifak-system.com</a></p>

Estes instrumentos de simulação permitem ao utilizador compreender as complexas interacções entre as várias unidades processuais de tratamento, de forma interactiva e dinâmica, constituindo uma mais valia no projecto, operação e controlo de estações de tratamento de águas residuais.

## 5.4 Variáveis de estado

### 5.4.1 Conceitos iniciais

O modelo ASM1 foi desenvolvido a partir de uma notação matricial (baseada em Petersen (1965) citado por Kovács et al., 2007), envolve 8 processos biológicos, 13 componentes diferentes (variáveis de estado) de caracterização da água residual, 5 coeficientes estequiométricos e 14 parâmetros cinéticos, que descrevem, de forma realista, os vários comportamentos biológicos envolvidos no tratamento por lamas activadas, nomeadamente, a oxidação carbonácea, a nitrificação e desnitrificação (Kim *et al.*, 2008).

As 13 variáveis de estado são divididas em 8 componentes solúveis (S) e 5 componentes particulados (X) (como se pode observar no quadro seguinte), resultando em 13 equações de balanço de massa, 9 das quais são consideradas mais adiante.

**Quadro 5.3** – Variáveis de estado e respectivos processos incluídos no modelo ASM1 (Smets et al., 2006)

Componentes	Símbolo	Unidade	Formação	Remoção
Matéria orgânica inerte solúvel	$S_i$	mg/L em CQO	-	-
Substrato solúvel rapidamente biodegradável	$S_s$	mg/L em CQO	Hidrólise do $X_s$	Crescimento do $X_{BH}$
Matéria orgânica inerte particulada	$X_i$	mg/L	-	-
Substrato particulado lentamente biodegradável	$X_s$	mg/L em CQO	Decaimento do $X_{BA}$ ou $X_{BH}$	Hidrólise a $S_s$
Biomassa heterotrófica	$X_{BH}$	mg/L em CQO	Crescimento	Decaimento
Biomassa autotrófica	$X_{BA}$	mg/L em CQO	Crescimento	Decaimento
Matéria orgânica particulada inerte resultante do decaimento da biomassa	$X_p$	mg/L em CQO	Decaimento do $X_{BA}$ ou $X_{BH}$	-
Oxigénio solúvel	$S_o$	mg/L em $O_2$	-	Crescimento aeróbio
Azoto sob a forma de nitritos e nitratos	$S_{NO}$	mg/L em N	Nitrificação	Desnitrificação
Azoto sob a forma de $NH_4^+ + NH_3$	$S_{NH}$	mg/L em N	Amonificação do $S_{ND}$	Crescimento de $X_{BA}$ ou $X_{BH}$
Azoto orgânico solúvel biodegradável	$S_{ND}$	mg/L em N	Hidrólise do $X_{ND}$	Amonificação a $S_{NH}$
Azoto orgânico particulado biodegradável	$X_{ND}$	mg/L em N	Decaimento	Hidrólise a $S_{ND}$
Alcalinidade	$S_{ALK}$	molar	(remoção do protão)	(formação do protão)

### 5.4.2 Caracterização dos substratos de carbono

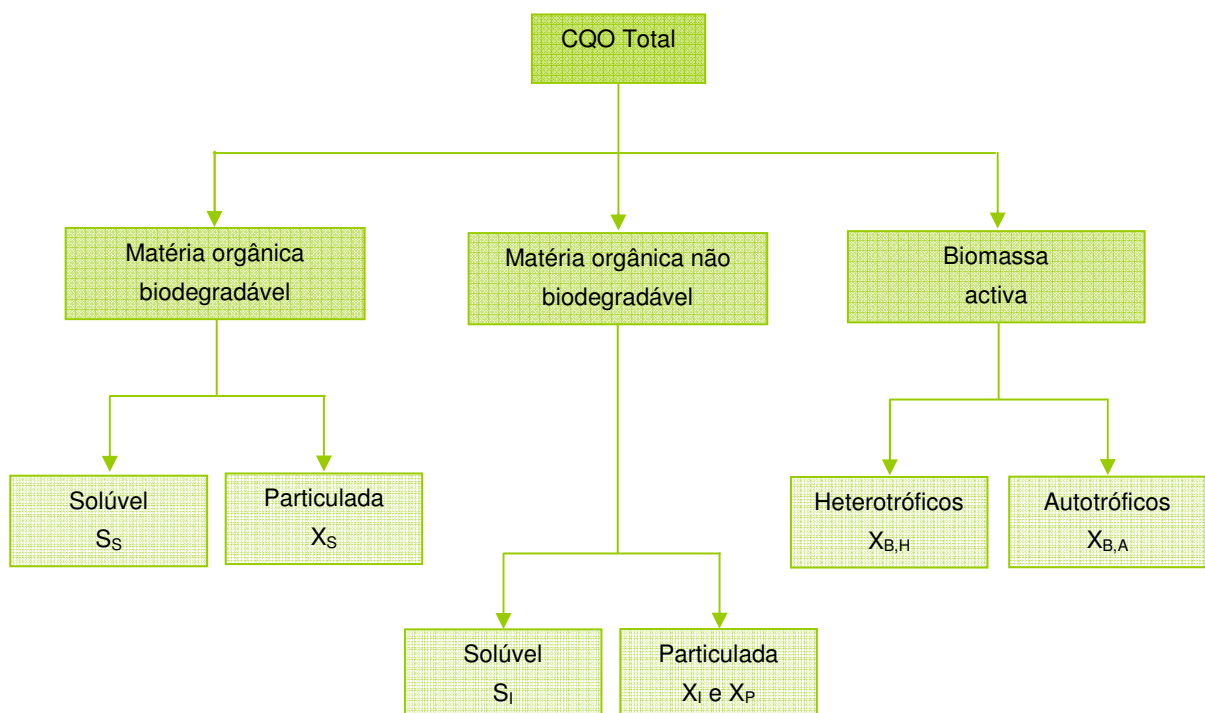
De acordo com Petersen *et al.* (2003) a Carência Química de Oxigénio (CQO) é seleccionada como o parâmetro mais adequado para caracterizar os substratos de carbono, uma vez que assegura a ligação entre os electrões equivalentes no substrato orgânico, biomassa e oxigénio utilizado. No modelo ASM1 a CQO é subdividida, atendendo à solubilidade, biodegradabilidade, taxa de biodegradação e viabilidade da biomassa, do seguinte modo:

- a CQO total é fraccionada em duas componentes distintas, solúvel (S) e particulada (X);
- a CQO é subdividida em matéria orgânica não biodegradável e matéria orgânica biodegradável;
- a matéria orgânica não biodegradável é biologicamente inerte e passa pelo sistema sem sofrer alteração. A matéria orgânica inerte solúvel ( $S_i$ ) abandona o sistema na mesma concentração em que entra. A matéria orgânica inerte em suspensão na água residual afluenta ( $X_i$ ) ou produzida por decaimento ( $X_p$ ) é removido do sistema através das lamas em excesso;

- a matéria orgânica biodegradável é dividida em substrato solúvel rapidamente biodegradável ( $S_S$ ) e lentamente biodegradável ( $X_S$ ). Importa salientar, que alguma da matéria lentamente biodegradável pode ser, efectivamente, solúvel, embora seja modelada, unicamente, como matéria particulada. O substrato rapidamente biodegradável é constituído por moléculas solúveis relativamente simples, que podem ser utilizadas directamente pelos microrganismos heterotróficos para a síntese de biomassa. No entanto, o substrato lentamente biodegradável ( $X_S$ ) é constituído por moléculas relativamente complexas que necessitam ser hidrolisadas antes da sua absorção e utilização;
- o crescimento da biomassa heterotrófica ( $X_{BH}$ ) e autotrófica ( $X_{BA}$ ) é gerado a partir do substrato rapidamente biodegradável ( $S_S$ ), em condições aeróbias e anóxicas, e do azoto amoniacal ( $S_{NH}$ ), em condições aeróbias, respectivamente. A biomassa é convertida em  $X_P$  (matéria orgânica particulada inerte) e  $X_S$  (substrato particulado lentamente biodegradável, que pode ser hidrolisado a  $S_S$ ) através do processo de decaimento.

Em resumo, no modelo ASM1, o balanço mássico efectuado à CQO total é definido pela equação 5.1 e ilustrado na Figura 5.2:

$$CQO_{TOTAL} = S_I + S_S + X_I + X_S + X_{BH} + X_{BA} + X_P \quad \text{(Equação 5.1)}$$



**Figura 5.2** – Componentes da CQO no modelo ASM1 (figura adaptada de Petersen *et al.*, 2003)

De acordo com Gernaey *et al.* (2004) e Ferreira (2006) (citando Dold *et al.*, 1980) no ASM1, o decaimento da biomassa é modelado de acordo com o conceito “death-regeneration” (em que se assume que não ocorre utilização de receptor de electrões durante o decaimento da biomassa), pelo

que a taxa de decaimento é independente das condições ambientais. A parcela do oxigénio consumido usualmente associada ao decaimento é calculada como se resultasse, indirectamente, do crescimento de nova biomassa a partir do substrato libertado no processo de decaimento (Ferreira, 2006).

### 5.4.3 Componentes do azoto

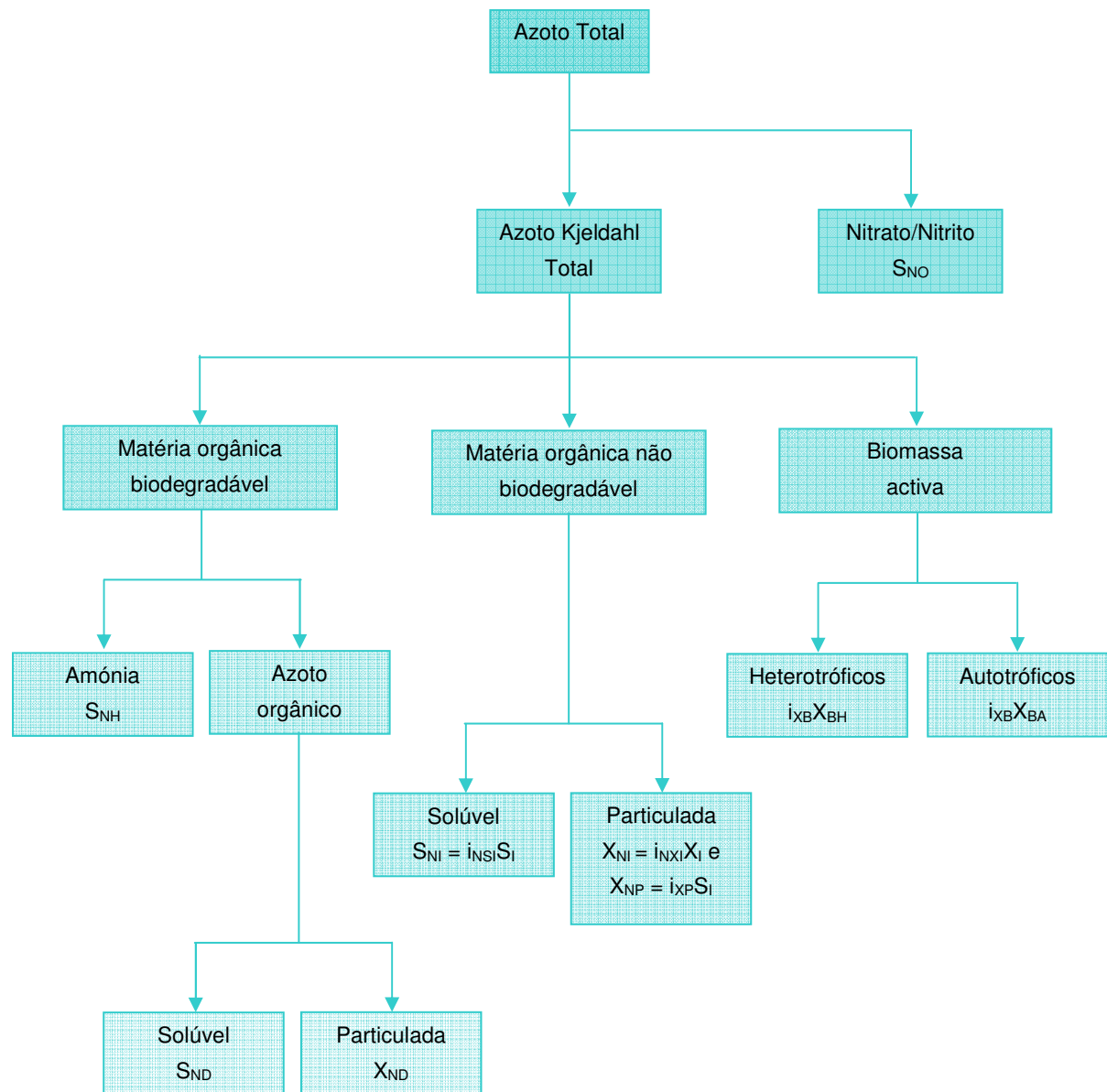
No que refere à matéria orgânica azotada, no modelo ASM1, o azoto total é subdividido de acordo com a solubilidade, biodegradabilidade e taxa de biodegradação, da seguinte forma:

- o azoto total é fraccionado em duas componentes distintas, solúvel (S) e particulada (X);
- o azoto é subdividido em azoto orgânico não biodegradável e azoto orgânico biodegradável;
- relativamente ao azoto não biodegradável, o azoto orgânico particulado ( $X_{NI}$ ) está associado à CQO particulada não biodegradável ( $X_I$  ou  $X_P$ ), enquanto que a componente solúvel do azoto orgânico ( $S_{NI}$ ) é considerada insignificante e, portanto, não incorporado no modelo;
- o azoto biodegradável é subdividido em azoto amoniacal ( $S_{NH}$ ), nitrato + nitrito ( $S_{NO}$ ), azoto orgânico solúvel ( $S_{ND}$ ) e azoto orgânico particulado ( $X_{ND}$ ). O azoto orgânico particulado é hidrolisado a azoto orgânico solúvel conjuntamente com a hidrólise da matéria orgânica lentamente biodegradável ( $X_S$ ) (presente na água residual ou produzido através do processo de decomposição). O azoto orgânico solúvel é convertido em azoto amoniacal por amonificação e o azoto amoniacal é utilizado como fonte de azoto para o crescimento da biomassa (o parâmetro  $I_{XB}$  indica a quantidade de azoto incorporado por unidade CQO). A nitrificação (conversão autotrófica da amónia em nitrato) é modelada como um processo que ocorre numa etapa única, e por forma a simplificar o modelo, o nitrito e o nitrato são combinados numa só variável ( $S_{NO}$ ).

Salienta-se que, de acordo com Ferreira (2006), não é possível verificar a continuidade em termos de azoto devido às perdas não contabilizadas de  $N_2$  (a matriz não inclui a evolução de  $N_2$  durante a desnitrificação).

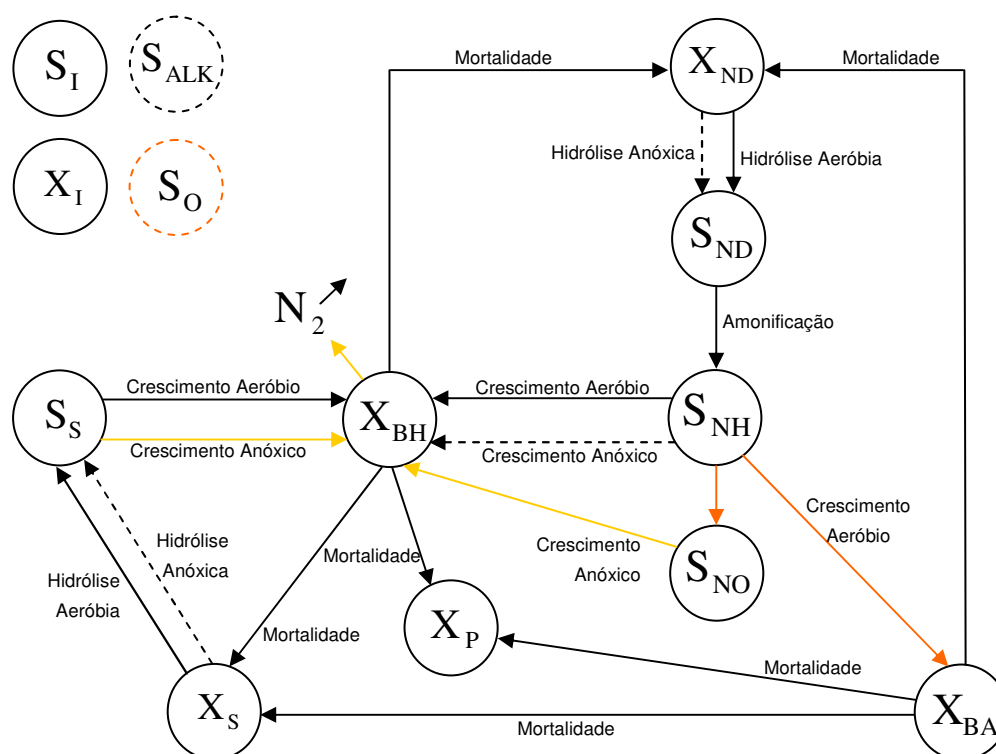
Em resumo, no modelo ASM1, o balanço mássico efectuado ao azoto é definido pela equação 5.2 e ilustrado na Figura 5.3:

$$N_{TOTAL} = S_{NH} + S_{ND} + S_{NO} + X_{ND} + X_{NI} + i_{XB} (X_{BH} + X_{BA}) + i_{XP} X_P \quad \text{(Equação 5.2)}$$



**Figura 5.3** – Componentes do azoto total no modelo ASM1 (figura adaptada de Petersen *et al*, 2003)

Os dois últimos componentes descritos no modelo ASM1 são a concentração de oxigénio dissolvido ( $S_O$ ), expressa em CQO, e a alcalinidade ( $S_{ALK}$ ). O balanço de massas que envolve as 13 variáveis de estado pode ser observado na figura seguinte.



**Figura 5.4 –** Interacções entre os vários componentes (figura adaptada de David *et al*, 2009)

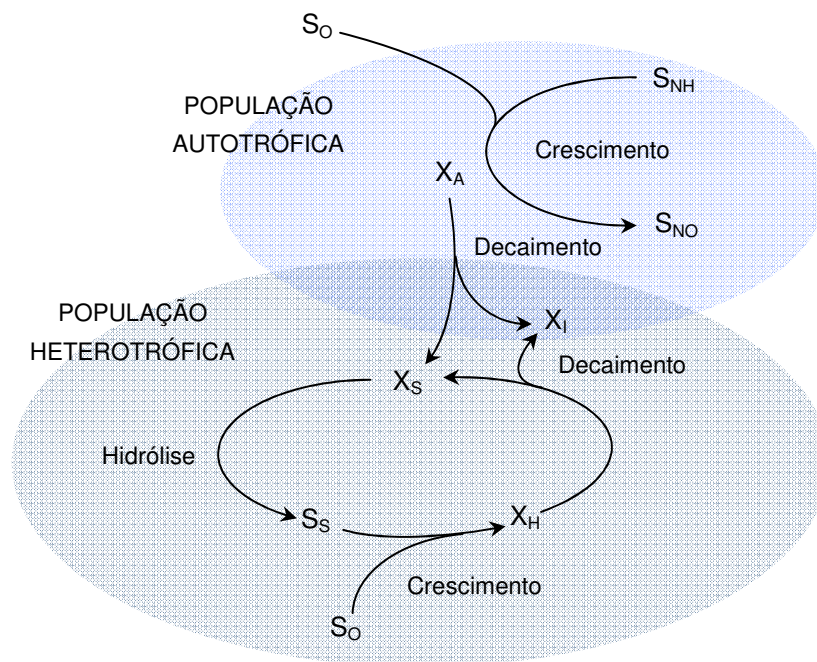
Importa referir, que a matéria orgânica inerte solúvel ( $S_i$ ) e particulada ( $X_i$ ) não interagem com as restantes componentes, e como tal, foram representadas fora do sistema. Por outro lado, e por forma a simplificar a representação esquemática da interacção entre as várias componentes do modelo, a alcalinidade ( $S_{ALK}$ ) e o oxigénio dissolvido ( $S_O$ ) estão representados a tracejado e, igualmente, fora do sistema, uma vez que desempenham um papel fundamental na maioria das reacções envolvidas no processo (David *et al.*, 2009).

## 5.5 Processos e parâmetros do modelo

### 5.5.1 Processos de conversão e componentes do processo

O modelo ASM1 é definido basicamente por quatro processos principais, nomeadamente, (1) o crescimento da biomassa, (2) o decaimento da biomassa, (3) a amonificação do azoto orgânico e (4) a hidrólise da matéria orgânica particulada. Na figura seguinte apresenta-se esquematicamente os processos envolvidos e interligações entre cada componente do processo, admitidos no modelo ASM1.





**Figura 5.5** – Representação esquemática dos processos envolvidos no modelo ASM1 (adaptado de Petersen *et al.*, 2003)

De acordo com Henze *et al.* (1987) (citado por Petersen *et al.*, 2003) o modelo ASM1 inclui oito processos de transformação microbiológica, considerados por Nelson e Sidhu (2009) como fundamentais num processo de tratamento biológico por lamas activadas, nomeadamente:

- crescimento aeróbio da biomassa heterotrófica – o crescimento aeróbio da população heterotrófica ocorre devido à degradação da fracção de substrato solúvel facilmente biodegradável ( $S_S$ ), na presença de oxigénio ( $S_O$ ), resultando na formação de  $CO_2$  e  $H_2O$ . A amónia é utilizada como fonte de azoto ( $S_{NH}$ ) para a síntese de proteínas, sendo incorporado na massa celular da nova população de microrganismos. As concentrações de  $S_S$  e  $S_O$  podem ser limitantes no processo de crescimento da biomassa heterotrófica. Este processo está não só associado à produção de nova biomassa, mas também à remoção de CQO. Envolve, igualmente, a alteração da concentração de alcalinidade.
- crescimento anóxico da biomassa heterotrófica – o crescimento anóxico da biomassa heterotrófica é idêntico ao crescimento aeróbio, sendo que na ausência de oxigénio os organismos heterotróficos são capazes de utilizar o ião nitrato como receptor de electrões, resultando no crescimento de nova biomassa e na formação de azoto gasoso (desnitrificação). A formação de  $N_2$  é uma consequência da redução do ião nitrato associado à alteração da concentração de alcalinidade.
- crescimento aeróbio da biomassa autotrófica – o azoto amoniacal ( $S_{NH}$ ) é oxidado a nitrato (nitrificação), resultando na produção de biomassa autotrófica. Paralelamente, parte da fracção de  $S_{NH}$  é incorporada na massa celular da população de microrganismos autotróficos. As concentrações de  $S_{NH}$  e  $S_O$  podem ser limitantes no processo de crescimento da biomassa

heterotrófica. Importa apenas referir, que o processo de nitrificação tem um efeito importante sobre a alcalinidade ( $S_{ALK}$ ) e a CQO.

- decaimento da biomassa heterotrófica - o conceito de “*death-regeneration*” de Dold (1980) (citado por Petersen et al., 2003) é aplicado para descrever as diferentes reacções que ocorrem aquando do decaimento da biomassa. Este processo ocorre em quaisquer condições ambientais e inclui diversos mecanismos (respiração endógena, morte, predação e lise), resultando na conversão da biomassa em  $X_S$  e  $X_P$  (Ferreira, 2006). O decaimento da biomassa heterotrófica é modelado como o resultado da transformação de substrato lentamente biodegradável ( $X_S$ ) em substrato solúvel (volta a ser hidrolisado) e utilizado para o crescimento de novas células. O oxigénio não está directamente associado ao decaimento dos microrganismos, ou seja, o oxigénio consumido, associado ao decaimento, é calculado como se resultasse indirectamente, do crescimento de nova biomassa a partir do substrato libertado no processo.
- decaimento da biomassa autotrófica – o processo de decaimento da biomassa autotrófica é semelhante ao processo de decaimento da biomassa heterotrófica.
- amonificação do azoto orgânico solúvel – este processo consiste na conversão azoto orgânico solúvel biodegradável ( $S_{ND}$ ) em azoto amoniacal ( $S_{NH}$ ), através de uma reacção de 1.<sup>a</sup> ordem. O consumo de iões de hidrogénio neste processo de conversão resulta na alteração da concentração de alcalinidade.
- hidrólise da matéria orgânica particulada – a hidrólise da matéria orgânica particulada lentamente biodegradável ( $X_S$ ) resulta na produção de substrato facilmente biodegradável ( $S_S$ ) que fica disponível para o processo de crescimento de microrganismos. Este processo ocorre apenas em condições aeróbias e anóxicas.
- hidrólise do azoto orgânico – a hidrólise do azoto orgânico particulado biodegradável resulta na produção de azoto orgânico solúvel.

Como referido anteriormente, de acordo com Henze *et al.* (1987) o modelo ASM1 pode ser apresentado em forma de matriz sendo os principais conceitos, nomeadamente, as componentes integradas no modelo e os diferentes processos envolvidos, apresentados no Quadro 5.4.

**Quadro 5.4** – Matriz de Petersen para o modelo ASM1 (Adaptado de: Henze *et al.*, 1987)

Processo (i)		Componentes (i)												Taxa do processo ( $\rho_j$ ) ( $ML^{-3}T^{-1}$ )	
		$S_I$	$S_S$	$X_I$	$X_S$	$X_{BH}$	$X_{BA}$	$X_P$	$S_O$	$S_{NO}$	$S_{NH}$	$S_{ND}$	$X_{ND}$		$S_{ALK}$
1	Crescimento aeróbio da biomassa heterotrófica		$-\frac{1}{Y_H}$			1			$-\frac{1-Y_H}{Y_H}$		$-i_{XB}$			$-\frac{i_{XB}}{14}$	$\rho_1$
2	Crescimento anóxico da biomassa heterotrófica		$-\frac{1}{Y_H}$			1					$-i_{XB}$			$\frac{1-Y_H}{14 \cdot 2,86 \cdot Y_H} - \frac{i_{XB}}{14}$	$\rho_2$
3	Crescimento aeróbio da biomassa autotrófica						1		$-\frac{4,57-Y_A}{Y_A}$	$-\frac{1}{Y_A}$	$-i_{XB} - \frac{1}{Y_A}$			$-\frac{2}{14 \cdot Y_H} - \frac{i_{XB}}{14}$	$\rho_3$
4	Decaimento da biomassa heterotrófica				$1-f_P$	-1		$f_P$					$i_{XB} - f_P \cdot i_{XP}$		$\rho_4$
5	Decaimento da biomassa autotrófica				$1-f_P$			-1	$f_P$				$i_{XB} - f_P \cdot i_{XP}$		$\rho_5$
6	Amonificação do azoto orgânico solúvel										1	-1		$\frac{1}{14}$	$\rho_6$
7	Hidrólise da matéria orgânica particulada		1		-1										$\rho_7$
8	Hidrólise do azoto orgânico											1	-1		$\rho_8$
Taxas de conversão observadas ( $ML^{-1}T^{-1}$ )		$\rho_i = \sum_{j=1}^n \psi_{ij} \rho_j$													

em que as taxas cinéticas dos processos são representadas pelas seguintes expressões (os parâmetros cinéticos e os coeficientes estequiométricos são apresentados adiante no Quadro 5.5):

1. Crescimento aeróbio da biomassa heterotrófica

$$\rho_1 = \mu_H \frac{S_S}{S_S + K_S} \frac{S_O}{S_O + K_{OH}} X_{BH} \quad \text{(Equação 5.3)}$$

2. Crescimento anóxico da biomassa heterotrófica

$$\rho_2 = \mu_H \frac{S_S}{S_S + K_S} \frac{K_{OH}}{S_O + K_{OH}} \frac{S_{NO}}{S_{NO} + K_{NO}} \eta_{NOg} X_{BH} \quad \text{(Equação 5.4)}$$

3. Crescimento aeróbio da biomassa autotrófica

$$\rho_3 = \mu_A \frac{S_O}{S_O + K_{OA}} \frac{S_{NH}}{S_{NH} + K_{NHA}} X_{BA} \quad \text{(Equação 5.5)}$$

4. Decaimento da biomassa heterotrófica

$$\rho_4 = b_H X_{BH} \quad \text{(Equação 5.6)}$$

5. Decaimento da biomassa autotrófica

$$\rho_5 = b_A X_{BA} \quad \text{(Equação 5.7)}$$

6. Amonificação do azoto orgânico solúvel

$$\rho_6 = k_a X_{BH} S_{ND} \quad \text{(Equação 5.8)}$$

7. Hidrólise da matéria orgânica particulada

$$\rho_7 = k_H \frac{\left( \frac{X_S}{X_{BH}} \right)}{\left( \frac{X_S}{X_{BH}} \right) + K_X} \left( \frac{S_O}{S_O + K_{OH}} + \eta_{NOH} \frac{K_{OH}}{S_O + K_{OH}} \frac{S_{NO}}{S_{NO} + K_{NO}} \right) X_{BH} \quad \text{(Equação 5.9)}$$

8. Hidrólise do azoto orgânico

$$\rho_8 = \rho_7 \frac{X_{ND}}{X_S} \quad \text{(Equação 5.10)}$$

### 5.5.2 Equações do modelo ASM1

O modelo ASM1 pode ser formulado através de um conjunto completo de equações diferenciais ordinárias, cuja complexidade é mascarada pela utilização directa da notação matricial de Petersen (1965). Vários autores sugerem simplificações ao modelo ASM1, através da redução do número de variáveis de estado apresentadas e, ou dos processos envolvidos (Smets et al., 2003; Kim et al., 2009; Nelson e Sidhu, 2009; David et al., 2009). Uma das simplificações comumente efectuadas, consiste na modelação de num sistema reduzido de nove equações diferenciais ordinárias, onde se considera que das 13 componentes utilizadas no modelo original, quatro, referentes à matéria orgânica inerte solúvel ( $S_i$ ), matéria orgânica inerte particulada ( $X_i$ ), oxigénio dissolvido ( $S_o$ ) e alcalinidade ( $S_{ALK}$ ), podem ser dissociadas das restantes nove componentes e, portanto, não afectam a dinâmica do sistema. Nestas circunstâncias, o sistema reduzido pode ser representado pelas seguintes expressões:

- Substrato solúvel facilmente biodegradável ( $S_s$ )

$$\begin{aligned} \frac{dS_s}{dt} = & - \frac{\mu_H}{Y_H} \frac{S_s}{K_S + S_s} \left[ \frac{S_o}{K_{OH} + S_o} + \eta_g \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_o} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right] X_{BH} \\ & + k_h \frac{X_{BH}}{K_X X_{BH} + X_s} \left[ \frac{S_o}{K_{OH} + S_o} + \eta_h \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_o} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right] X_s + D(S_{s,in} - S_s), \end{aligned}$$

(Equação 5.11)

- Substrato particulado lentamente biodegradável ( $X_s$ )

$$\begin{aligned} \frac{dX_s}{dt} = & + (1 - f_p) b_H X_{BH} + (1 - f_p) b_A X_{BA} \\ & - k_h \frac{X_{BH}}{K_X X_{BH} + X_s} \left[ \frac{S_o}{K_{OH} + S_o} + \eta_h \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_o} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right] X_s + D(X_{s,in} - X_s), \end{aligned}$$

(Equação 5.12)

- Biomassa heterotrófica ( $X_{BH}$ )

$$\begin{aligned} \frac{dX_{BH}}{dt} = & + \mu_H \frac{S_s}{K_S + S_s} \left[ \frac{S_o}{K_{OH} + S_o} + \eta_g \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_o} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right] X_{BH} \\ & - b_H X_{BH} + D(X_{BH,in} - X_{BH}), \end{aligned}$$

(Equação 5.13)

- Biomassa autotrófica ( $X_{BA}$ )

$$\frac{dX_{BA}}{dt} = +\mu_A \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \frac{S_O}{K_{OA} + S_O} X_{BA} - b_A X_{BA} + D(X_{BA,in} - X_{BA}),$$

**(Equação 5.14)**

- Matéria orgânica particulada inerte resultante do decaimento da biomassa ( $X_P$ )

$$\frac{dX_P}{dt} = +f_p b_H X_{BH} + f_p b_A X_{BA} + D(X_{P,in} - X_P)$$

**(Equação 5.15)**

- Azoto sob a forma de nitritos e nitratos ( $S_{NO}$ )

$$\begin{aligned} \frac{dS_{NO}}{dt} = & -\frac{1 - Y_H}{2.86 Y_H} \mu_H \frac{S_S}{K_S + S_S} \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \eta_g X_{BH} \\ & + \frac{\mu_A}{Y_A} \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \frac{S_O}{K_{OA} + S_O} X_{BA} + D(S_{NO,in} - S_{NO}), \end{aligned}$$

**(Equação 5.16)**

- Azoto sob a forma de  $NH_4^+ + NH_3$  ( $S_{NH}$ )

$$\begin{aligned} \frac{dS_{NH}}{dt} = & -\mu_H \frac{S_S}{K_S + S_S} \left[ \frac{S_O}{K_{OH} + S_O} + \eta_g \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right] i_{XB} X_{BH} \\ & - \mu_A \left( i_{XB} + \frac{1}{Y_A} \right) \frac{S_{NH}}{K_{NH} + S_{NH}} \frac{S_O}{K_{OA} + S_O} X_{BA} \\ & + k_a S_{ND} X_{BH} + D(S_{NH,in} - S_{NH}), \end{aligned}$$

**(Equação 5.17)**

- Azoto orgânico solúvel biodegradável ( $S_{ND}$ )

$$\begin{aligned} \frac{dS_{ND}}{dt} = & -k_a X_{BH} S_{ND} \\ & + k_h \frac{X_{BH}}{K_X X_{BH} + X_S} \left[ \frac{S_O}{K_{OH} + S_O} + \eta_h \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right] X_{ND} + D(S_{ND,in} - S_{ND}), \end{aligned}$$

**(Equação 5.18)**

- Azoto orgânico particulado biodegradável ( $X_{ND}$ )

$$\begin{aligned} \frac{dX_{ND}}{dt} = & +b_H (i_{XB} - f_P i_{XP}) X_{BH} + b_A (i_{XB} - f_P i_{XP}) X_{BA} \\ & - k_h \frac{X_{BH}}{K_X X_{BH} + X_S} \left[ \frac{S_O}{K_{OH} + S_O} + \eta_h \frac{K_{OH}}{K_{OH} + S_O} \frac{S_{NO}}{K_{NO} + S_{NO}} \right] X_{ND} + D(X_{ND,in} - X_{ND}). \end{aligned}$$

**(Equação 5.19)**

Todas estas equações de balanço mássico dependem de vários parâmetros cinéticos e coeficientes estequiométricos, listados no Quadro 5.5.

**Quadro 5.5** – Parâmetros cinéticos e coeficientes estequiométricos incluídos no modelo ASM1  
(adaptado de Grady *et al.*, 1999)

Símbolo	Descrição
<i>Coeficientes estequiométricos</i>	
$Y_H$	Rendimento celular da biomassa heterotrófica
$f_P$	Fracção da biomassa que origina produtos particulados
$i_{XB}$	Massa de azoto/massa de CQO na biomassa
$i_{XP}$	Massa de azoto/massa de CQO nos produtos da biomassa
$Y_A$	Rendimento celular da biomassa autotrófica
<i>Parâmetros cinéticos</i>	
$\mu_H$	Taxa máxima específica do crescimento da biomassa heterotrófica
$k_h$	Taxa máxima específica de hidrólise
$K_S$	Coeficiente de meia-saturação para a biomassa heterotrófica
$K_X$	Coeficiente de meia-saturação para a hidrólise de substrato
$K_{OH}$	Coeficiente de meia-saturação em oxigénio para a biomassa heterotrófica
$\mu_A$	Taxa máxima específica do crescimento da biomassa autotrófica
$K_{NO}$	Coeficiente de meia-saturação em azoto para a biomassa heterotrófica
$K_{NH}$	Coeficiente de meia-saturação em azoto amoniacal para a biomassa autotrófica
$b_H$	Coeficiente de decaimento da biomassa heterotrófica
$b_A$	Coeficiente de decaimento da biomassa autotrófica
$\eta_g$	Factor de correcção de $\mu_H$ em condições anóxicas
$K_{OA}$	Coeficiente de meia-saturação em oxigénio para a biomassa autotrófica
$\eta_h$	Factor de correcção da hidrólise em condições anóxicas
$k_a$	Taxa específica de amonificação

De acordo com Ferreira, 2006 (citando Almeida, 1999; Henze *et al.*, 1987) o modelo matemático ASM1 é especialmente sensível a variações dos parâmetros  $Y_H$ ,  $\mu_H$ ,  $b_H$ ,  $\mu_A$  e  $k_h$ .

## 5.6 Restrições do modelo ASM1

De acordo com Henze *et al.* (1987) (citado por Petersen *et al.*, 2003), as principais limitações do modelo ASM1 prendem-se sobretudo com os seguintes aspectos:

- o sistema deve funcionar a uma temperatura constante;
- admite-se que o pH é constante e aproximadamente neutro (6,3 a 7,8) (Ferreira, 2006). De facto, o pH tem influência directa sobre muitos dos parâmetros do sistema, no entanto, o actual estado da arte não permite expressar estas possíveis influências. Por outro lado, a inclusão da alcalinidade no modelo permite a detecção de problemas relacionados com o parâmetro pH;
- considera-se que a simulação da variação das condições de afluência em termos de carga poluente, não introduz quaisquer alterações na natureza da matéria orgânica, ou seja, os parâmetros associados às expressões que descrevem as taxas do processo (p.e., no substrato facilmente biodegradável) são considerados constantes ao longo do tempo;
- considera-se que os nutrientes (p.e. o azoto e o fósforo) não limitam o crescimento celular, no entanto, caso seja necessário, é possível adicionar algumas limitações ao modelo;
- admite-se que os factores de correcção para a desnitrificação ( $\eta_g$  e  $\eta_h$ ) são fixos e constantes para um dado efluente. No entanto, é possível que os valores dependam da configuração do sistema .
- o modelo assume que os parâmetros para a nitrificação são igualmente constantes e que integram os possíveis efeitos inibitórios que as componentes da água residual possam ter sobre eles;
- assume-se que a biomassa heterotrófica é homogénea e se mantém constante ao longo do tempo (qualquer alteração na concentração do substrato, na configuração do reactor biológico, *etc.*, sobre a sedimentabilidade das lamas biológicas, não é tomada em consideração);
- o aprisionamento de matéria orgânica particulada na biomassa é considerado instantâneo;
- a hidrólise da matéria orgânica e do azoto orgânico ocorre em simultâneo e com taxas iguais;
- o tipo do receptor de electrões não afecta a perda de biomassa por decaimento nem o coeficiente do rendimento dos microrganismos heterotróficos;
- o modelo ASM1 é aplicável à simulação do tratamento de águas residuais domésticas (não é aconselhável a sua aplicabilidade a águas residuais com elevada contribuição industrial);
- este modelo não inclui processos de tratamento que descrevem o comportamento da biomassa em condições anaeróbias, pelo que a fracção não arejada do reactor dever ser limitada (Ferreira, 2006). Salienta-se, que a simulação de sistemas, em que parte significativa do volume do reactor biológico apresenta condições anaeróbias, pode apresentar resultados com erros muito significativos e distantes do comportamento real observado.
- o modelo não é aplicável a sistemas de lamas activadas que apresentem uma idade de lamas fora dos limites considerados adequados (3 a 30 dias). Para garantir a correcta sedimentabilidade das lamas biológicas é necessário assegurar uma concentração de MLSS, expressa em unidades de CQO, entre 750 e 7500 g/m<sup>3</sup> (Ferreira, 2006).

## 5.7 Caracterização das águas residuais

### 5.7.1 Parâmetros e componentes do modelo

Na modelação e simulação do comportamento dinâmico dos processos biológicos de tratamento, a correcta caracterização das águas residuais afluentes é fundamental para assegurar a fiabilidade dos resultados do modelo matemático. A caracterização qualitativa dos efluentes pode ser efectuada por

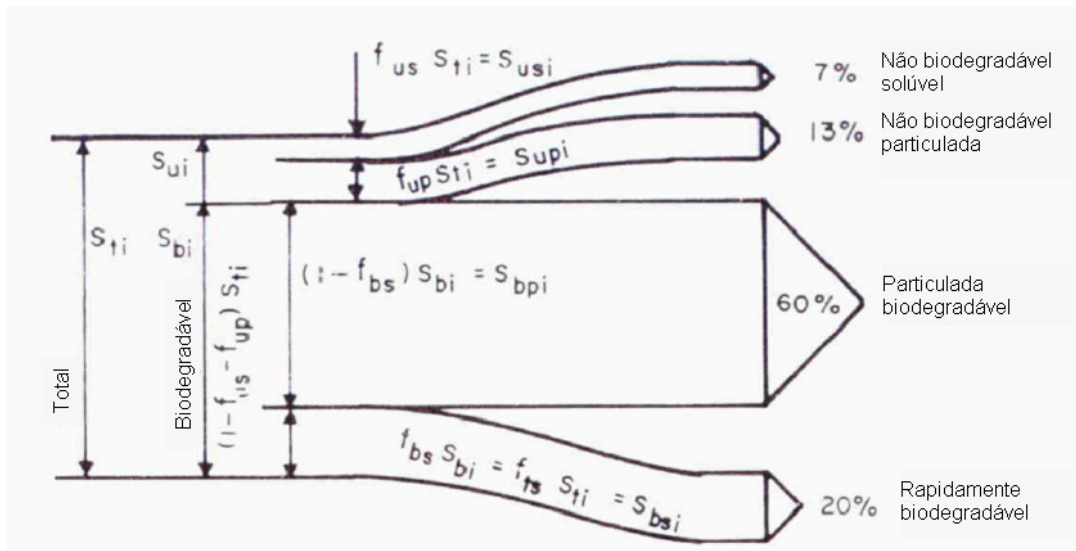


recurso a métodos físico-químicos ou métodos biológicos. Na prática, esta caracterização é efectuada com base numa abordagem combinada destes dois métodos, por forma a, obter uma estimativa realista das concentrações de todas as componentes envolvidas no processo, possibilitando, deste modo, a obtenção dos parâmetros cinéticos e dos coeficientes estequiométricos do sistema.

Como referido anteriormente, conceptualmente, o modelo ASM1 considera a CQO como o parâmetro representativo da matéria orgânica e da biomassa presente nas águas residuais, assumindo que todos os componentes orgânicos são expressos em unidades de CQO. A  $CQO_{TOTAL}$  é dividida em matéria orgânica inerte solúvel ( $S_I$ ), substrato rapidamente e lentamente biodegradáveis ( $S_S$  e  $X_S$ , respectivamente) e matéria orgânica inerte em suspensão ( $X_I$ ), e pode ser representada de acordo com o seguinte balanço (Wang *et al.*, 2007):

$$CQO_{TOTAL} = S_I + S_S + X_I + X_S \quad \text{(Equação 5.20)}$$

A biomassa presente no efluente é considerada negligenciável. De acordo com Ekama e Marais (1984) 20% da  $CQO_{TOTAL}$  corresponde à fracção não biodegradável da matéria orgânica, sendo que as fracções solúvel e particulada representam, aproximadamente, 7% e 13%, respectivamente. As fracções de substrato lentamente e rapidamente biodegradável representam, respectivamente, cerca de 60% e 20% da  $CQO_{TOTAL}$ , como se pode observar esquematicamente na figura seguinte.



**Figura 5.6** – Representação esquemática das diferentes fracções de  $CQO_{TOTAL}$  presentes nas águas residuais domésticas (fonte: Ekama e Marais, 1984)

A nomenclatura e as convenções adoptadas são as seguintes:

- $S_x$  – concentração de CQO (mg/L);
- $f_x$  – fracção da CQO relativamente à  $CQO_{total}$  (mg/mg);

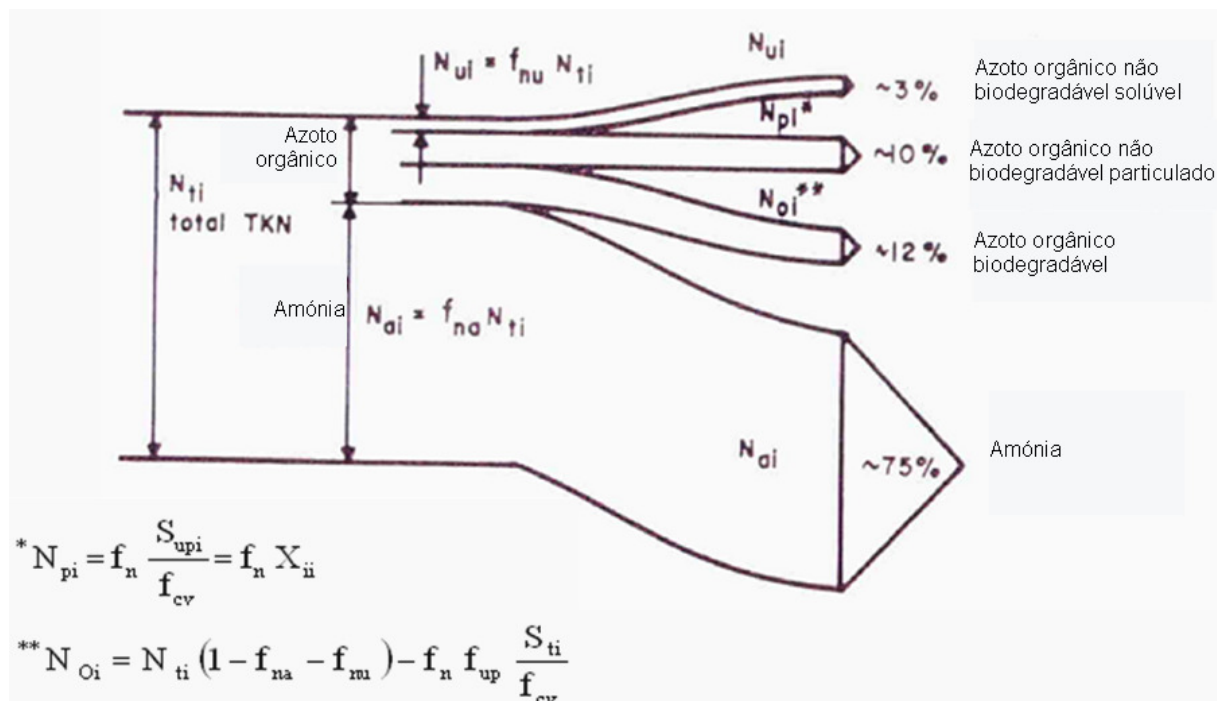
em que os índices (x) representam:

- t – total;
- i – afluente;
- u – matéria orgânica não biodegradável;
- b – matéria orgânica biodegradável;
- p – matéria orgânica particulada;
- s – matéria orgânica solúvel.

Por outro lado, de acordo com os mesmos autores, a matéria orgânica azotada, nomeadamente, o azoto Kjeldahl é dividida em amónia ( $N_a$ ), azoto orgânico não biodegradável, solúvel e particulado ( $N_u$  e  $N_p$ , respectivamente) e azoto orgânico biodegradável ( $N_o$ ), e pode ser representada de acordo com o seguinte balanço:

$$NKj_{TOTAL} = N_a + N_u + N_p + N_o \quad \text{(Equação 5.21)}$$

De acordo com Ekama e Marais (1984) no que refere à fracção não biodegradável da matéria orgânica azotada, as fracções solúvel e particulada, associada à fracção particulada não biodegradável da CQO, representam, cerca de, 3% e 10% do  $NKj_{TOTAL}$ , respectivamente. A fracção biodegradável representa 12% do  $NKj_{TOTAL}$  e os restantes 75% a amónia, como se pode observar esquematicamente na figura seguinte.



**Figura 5.7** – Representação esquemática das diferentes fracções de azoto Kjeldahl total presentes nas águas residuais domésticas (fonte: Ekama e Marais, 1984)

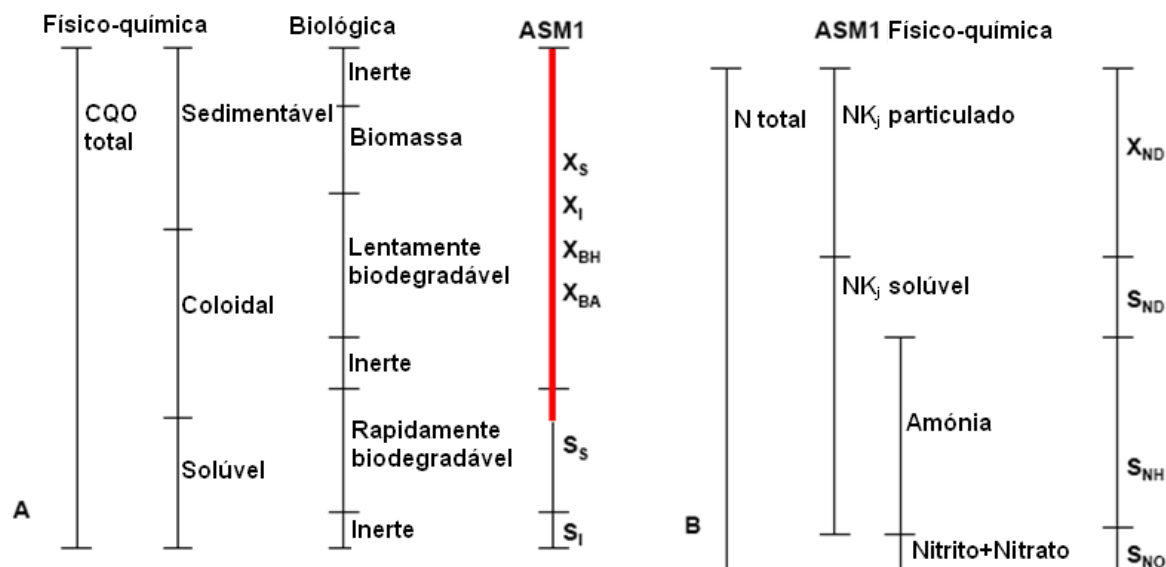
Em que,

- TKN - azoto Kjeldahl ( $NK_j$ );
- $N_{ti}$  – concentração de  $NK_j$  no afluente (mg N/L);
- $N_{ai}$  – concentração de amónia no afluente (mg N/L);
- $N_{ui}$  – concentração de azoto orgânico não biodegradável solúvel no afluente (mg N/L);
- $N_{oi}$  – concentração de azoto orgânico biodegradável no afluente (mg N/L);
- $N_{pi}$  – concentração de azoto orgânico não biodegradável particulado no afluente (mg N/L);
- $f_{na}$  – fracção amónia/ $NK_{jtotal}$  (mg N/mg N);
- $f_{nu}$  – fracção de azoto orgânico não biodegradável solúvel (mg N/mg N);
- $f_n$  – razão  $NK_{jtotal}/SSV$  da CQO não biodegradável particulada (mg N/mg SSV);
- $f_{cv}$  – razão CQO/SSV da CQO não biodegradável particulada (mg CQO/mg SSV);
- $X_{ij}$  – matéria volátil biodegradável.

### 5.7.2 Caracterização físico-química versus caracterização biológica

Segundo Petersen *et al.*, (2003) a caracterização de águas residuais inteiramente baseada na aplicação de métodos físico-química não é, por si só, suficiente para obter uma distribuição exacta do substrato orgânico (em CQO) relativamente aos diferentes componentes do modelo. De um modo geral, estes métodos só permitem a distinção entre a fracção solúvel e fracção particulada da CQO, e não diferenciam a matéria orgânica em relação à sua biodegradabilidade (matéria biodegradável versus matéria não biodegradável) e à taxa de degradação (substrato rapidamente biodegradável versus substrato lentamente biodegradável). De facto, nos métodos físico-químicos as várias componentes das águas residuais são separadas fisicamente por processos sucessivos de sedimentação, centrifugação e filtração e classificados em matéria sedimentável, coloidal ou solúvel, de acordo com o tamanho das partículas. O modelo ASM1 não consegue diferenciar as várias fracções de CQO apenas com base nesta classificação, sendo imprescindível a sua conversão nas componentes do modelo. Na Figura 5.8-A é possível observar uma representação esquemática da caracterização físico-química das componentes do modelo ASM1 e o intervalo de incerteza no que diz respeito à determinação dos compostos orgânicos associados ao parâmetro CQO (representado com uma linha vermelha).

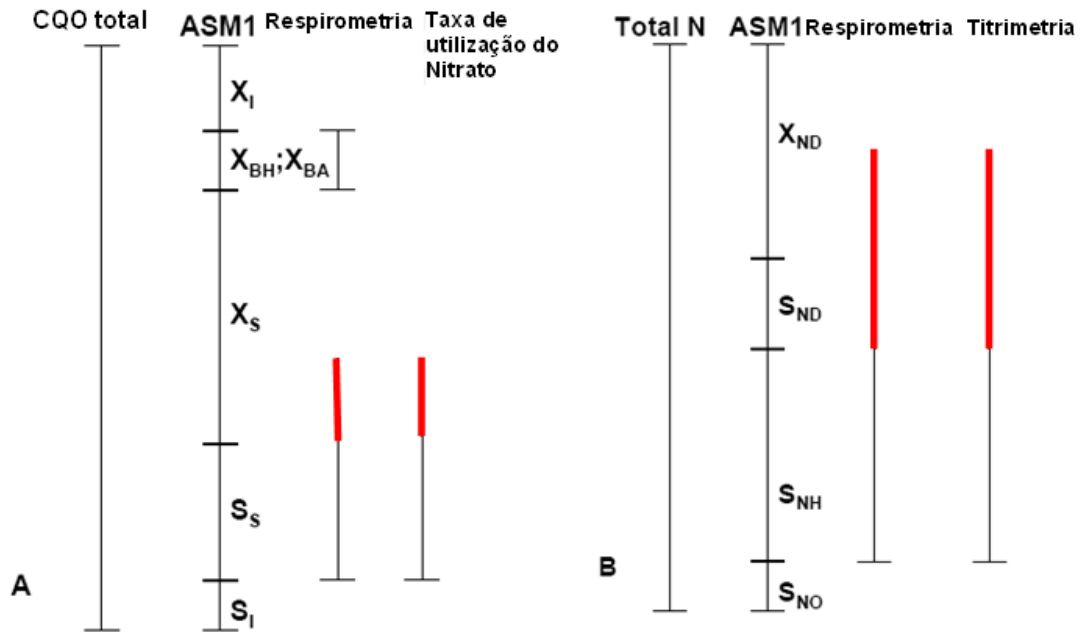
Por outro lado, da análise da Figura 5.8-B, é possível observar que, relativamente aos compostos azotados, as concentrações em azoto Kjeldahl, azoto amoniacal e nitrito e nitrato, podem ser facilmente determinadas através da aplicação de métodos de análise convencionais. Importa salientar que, de acordo com Ferreira (2006) não é necessário efectuar uma caracterização tão detalhada das fracções de azoto presentes nas águas residuais, como das fracções orgânicas, uma vez que grande parte do azoto está presente sob a forma de amónia. O restante azoto (maioritariamente, associado aos componentes orgânicos) é caracterizado atendendo às fracções fixas de azoto para os diversos componentes de CQO.



**Figura 5.8** – Representação esquemática da caracterização físico-química das componentes do modelo ASM1, presentes nas águas residuais (adaptado de Petersen *et al.*, 2003)

Através da aplicação de métodos de caracterização biológica é possível obter informação sobre a concentração da grande maioria dos componentes biodegradáveis do modelo ASM1, nomeadamente, as variáveis de estado:  $S_s$ ,  $X_s$ ,  $S_{NH}$ ,  $S_{ND}$ ,  $X_{ND}$  e  $X_{bh}$ . No entanto, a estimativa da concentração dos componentes inertes,  $S_i$  e  $X_i$ , só é possível através da combinação de testes físico-químicos e biológicos (Lesouef *et al.*, 1992 citado por Petersen *et al.*, 2003). Normalmente, a caracterização biológica baseia-se na medição da resposta da biomassa microbiana durante o processo de degradação do substrato. Isto significa que a determinação da concentração dos componentes biodegradáveis é efectuada de forma indirecta, uma vez que a actividade da biomassa tem de ser interpretada em termos de concentração de substrato. Apesar do consumo de substrato poder ser medido directamente através do parâmetro CQO, não é considerado muito prático, devido aos problemas associados aos métodos de amostragem e filtração das amostras. No entanto, a resposta da biomassa pode ser monitorizada pelo registo da utilização de receptores de electrões (como oxigénio ou nitrato) ou da produção de componentes durante a degradação do substrato (como protões, nitrato ou dióxido de carbono).

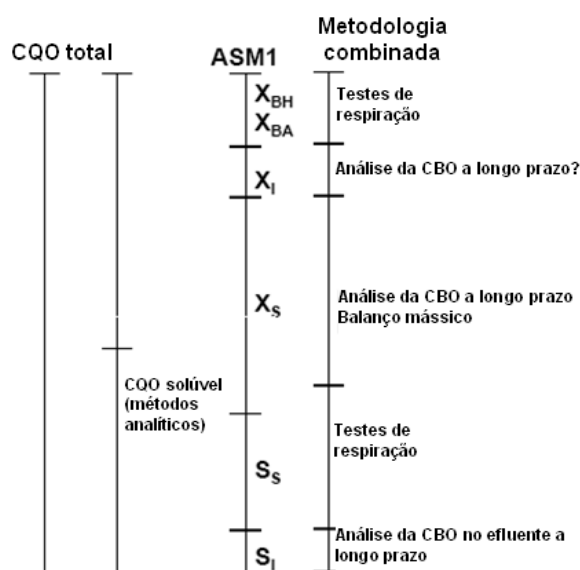
Para a caracterização da fracção orgânica das águas residuais, é prática comum recorrer ao fraccionamento da CQO através do recurso a diferentes métodos biológicos, como se pode observar na Figura 5.9 (as linhas vermelhas indicam áreas de incerteza no que diz respeito à determinação de alguns componentes do modelo ASM1). Os componentes orgânicos rapidamente biodegradáveis,  $S_s$  e algumas fracções de  $X_s$  (Figura 5.9 - A) e os componentes azotados,  $S_{NH}$  e algumas fracções de  $S_{ND}$  e  $X_{ND}$  (Figura 5.9 - B), podem ser determinados directamente por recurso a testes de respirometria ou através da medição das taxas de utilização do nitrato Petersen *et al.* (2003).



**Figura 5.9** – Representação esquemática da caracterização biológica das componentes do modelo ASM1, através da aplicação directa de vários métodos (como a respirometria ou as taxas de utilização do nitrato) (adaptado de Petersen *et al.*, 2003)

Vários autores referem que a respirometria é um dos mais populares métodos de caracterização biológica das águas residuais, constituindo um procedimento amplamente utilizado na avaliação da actividade microbiana em sistemas de tratamento por lamas activadas (Spanjers *et al.*, 1998; Copp *et al.*, 2002; Marsili-Libelli e Tabani, 2002; Petersen *et al.*, 2003). De facto, a respirometria pode e deve ser utilizada na calibração dos parâmetros cinéticos dos modelos desenvolvidos e publicados pela IAWQ (Marsili-Libelli e Tabani, 2002).

Face ao exposto, torna-se evidente que a caracterização das águas residuais através da combinação de métodos físico-químicos e biológicos é uma mais valia na conversão dos parâmetros que caracterizam os efluentes, nos componentes utilizados pelo modelo ASM1. Na figura seguinte é apresentada uma sugestão para esta abordagem combinada.



**Figura 5.10** – Representação esquemática de uma sugestão de caracterização biológica das componentes do modelo ASM1, através da aplicação combinada de métodos físico-químicos e biológicos (adaptado de Petersen *et al.*, 2003)

Importa apenas salientar, que as componentes do ASM1 associadas ao azoto são um pouco mais fáceis de determinar que as componentes associadas à CQO, uma vez que podem ser estimadas, através de balanços de massa baseados em análises químicas efectuadas ao azoto total, azoto Kjeldahl, azoto amoniacal e nitrato. Pode, no entanto, ser vantajoso combinar estas análises químicas com métodos biológicos (de respirometria ou titulação) por forma a obter o azoto como uma medida do componente  $S_{NH}$  em estudos onde o objectivo é, especificamente, a capacidade de nitrificação.

### 5.7.3 Valores característicos de águas residuais domésticas

No quadro seguinte apresentam-se os valores característicos para os parâmetros cinéticos e coeficientes estequiométricos incluídos no modelo ASM1, para as águas residuais domésticas, sugeridos pela IAWQ. Salienta-se que a maioria dos parâmetros e coeficientes referidos, são fortemente influenciados pelas condições ambientais e devem ser considerados apenas como valores de referência. A título de comparação, são apresentados alguns dos valores comumente encontrados na literatura da especialidade (Jeppsson, 1996).

**Quadro 5.6** – Valores característicos para os parâmetros cinéticos e coeficientes estequiométricos incluídos no modelo ASM1, para as águas residuais domésticas a pH neutro (adaptado de Jeppsson, 1996; Grady *et al.*, 1999)

Símbolo		Unidade	Valores		
			20°C	10°C	Intervalo <sup>1</sup>
Coeficientes estequiométricos					
Y <sub>H</sub>	g biomassa CQO formada/g CQO oxidado	0,67	0,67	0,38 – 0,75	
f <sub>P</sub>	adimensional	0,08	0,08	-	
i <sub>XB</sub>	g N/g CQO na biomassa	0,086	0,086	-	
i <sub>XP</sub>	g N/g CQO na massa endógena	0,06	0,06	-	
Y <sub>A</sub>	g biomassa CQO formada/g N oxidado	0,24	0,24	0,07 – 0,28	
Parâmetros cinéticos					
μ <sub>H</sub>	dia <sup>-1</sup>	6,0	3,0	0,6 – 13,2	
k <sub>h</sub>	g CQO lentamente biodegradável/g CQO celular.dia	3,0	1,0	-	
K <sub>S</sub>	g CQO/m <sup>3</sup>	20	20	5 - 225	
K <sub>X</sub>	g CQO lentamente biodegradável/g CQO celular	0,03	0,01	-	
K <sub>OH</sub>	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	0,2	0,2	0,01 – 0,20	
μ <sub>A</sub>	dia <sup>-1</sup>	0,8	0,3	0,2 – 1,0	
K <sub>NO</sub>	g N-NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> /m <sup>3</sup>	0,5	0,5	0,1 – 0,5	
K <sub>NH</sub>	g N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> /m <sup>3</sup>	1,0	1,0	-	
b <sub>H</sub>	dia <sup>-1</sup>	0,62	0,2	0,05 – 1,6	
b <sub>A</sub>	dia <sup>-1</sup>	0,2	0,1	0,05 – 0,2	
η <sub>g</sub>	adimensional	0,8	0,8	0,6 – 1,0	
K <sub>OA</sub>	g O <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	0,4	0,4	0,4 – 2,0	
η <sub>h</sub>	adimensional	0,4	0,4	-	
k <sub>a</sub>	m <sup>3</sup> CQO/g.dia	0,08	0,04	-	

<sup>1</sup> Para uma temperatura de 20°C

Importa apenas referir que no caso de instalações de tratamento que recebam efluentes de origem predominantemente doméstica, é possível obter, de um modo geral, previsões adequadas do seu comportamento, recorrendo aos parâmetros pré-definidos ou recomendados na bibliografia. No entanto, quando existe contribuição industrial com significado sob o ponto de vista de produção de águas residuais, é conveniente efectuar campanhas analíticas e estudos específicos de caracterização qualitativa dos efluentes, com vista à correcta calibração do modelo (Ferreira, 2006).

## 5.8 Calibração do modelo

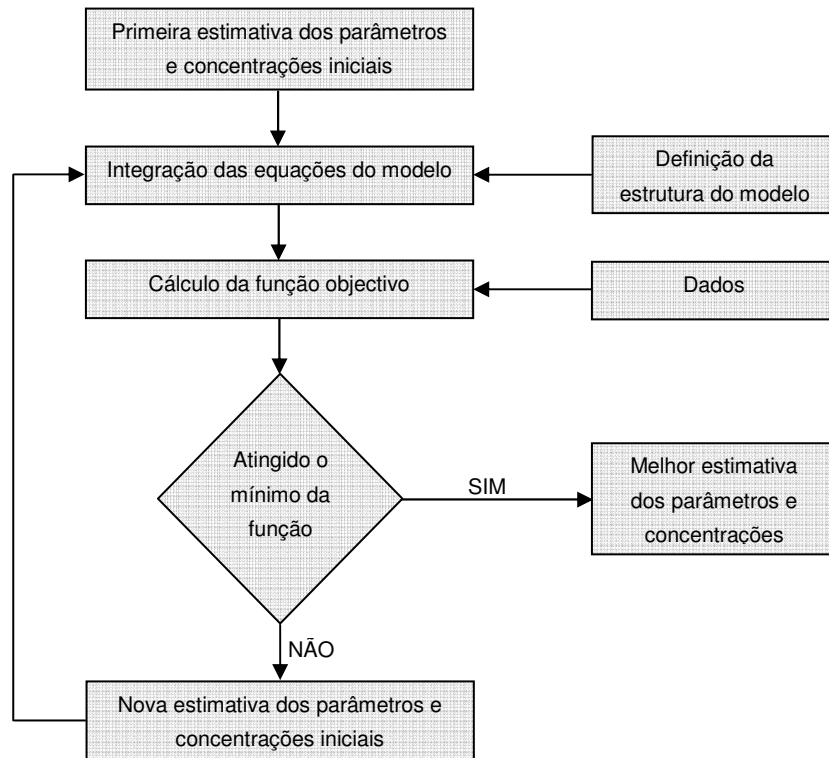
Na última década, a modelação matemática de estações de tratamento de águas residuais tornou-se uma ferramenta amplamente aceite, e é comumente utilizada para a investigação, concepção, optimização, exploração e controle de processos biológicos. A principal limitação dos modelos prende-se, sobretudo, com a calibração dos parâmetros estequiométricos e coeficientes cinéticos utilizados na modelação. Os resultados só poderão ser aceites na prática, se as previsões do modelo forem precisas. Nestas circunstâncias, é fundamental assegurar que a calibração do modelo é efectuada por recurso a uma caracterização experimental cuidada e detalhada das águas residuais.

O termo calibração é entendido como a adaptação de um modelo matemático de simulação dinâmica a um determinado conjunto de informações obtidas a partir de uma instalação de tratamento existente e em pleno funcionamento. Esta tarefa é bastante morosa, dependendo da informação e recursos disponíveis, e, normalmente, o tempo necessário à calibração do modelo é inteiramente subestimado. Desde a publicação da primeira versão do modelo ASM1, em 1987, foram desenvolvidos e definidos vários procedimentos de calibração, estando entre os mais divulgados os seguintes protocolos (Sin *et al.*, 2005):

- HSG – “Hochschulgruppe”, a group of researchers from German speaking countries (Germany, Austria, Switzerland, Luxembourg);
- STOWA - Dutch Foundation for Applied Water Research (The Netherlands);
- BIOMATH – Department of Applied Mathematics, Biometrics and Process Control, Ghent University (Belgium);
- WERF – Water Environment Research Foundation (North America).

É importante definir qual a diferença entre a estimativa de parâmetros e a calibração do modelo. A estimativa de parâmetros consiste em determinar os "melhores" valores dos parâmetros de um determinado modelo, com o auxílio de dados obtidos experimentalmente. Esta abordagem é apresentada esquematicamente na Figura 5.11.





**Figura 5.11** – Representação esquemática da rotina a implementar para a estimativa dos parâmetros do modelo (adaptado de Petersen *et al.*, 2003)

Inicialmente, é necessário estabelecer a estrutura do modelo, ou seja, seleccionar quais os parâmetros que precisam ser estimados e quais os dados experimentais que devem, efectivamente, ser definidos. Além disso, é necessário efectuar uma primeira abordagem empírica às condições iniciais do sistema, ou seja, é importante alimentar o modelo com parâmetros e concentrações previsíveis. A rotina necessária à obtenção dos valores optimizados, dos parâmetros a estimar, consiste, basicamente, em minimizar a função objectivo até um determinado grau de precisão, através de algoritmos matemáticos específicos. No entanto, a complexidade associada a este procedimento, devido aos inúmeros parâmetros a estimar e à natureza conceptual dos modelos ASM, torna-se praticamente impossível a aplicação de técnicas matemáticas de calibração. Na realidade, uma das limitações encontradas na calibração dos ASM é a (falta de) identificabilidade dos parâmetros do modelo, ou seja, a incapacidade de obter uma única combinação de parâmetros que descrevam correctamente o comportamento do sistema. Esta limitação torna evidente que um procedimento de calibração, onde os parâmetros do modelo são consecutivamente alterados por tentativa e erro até à obtenção de descrição realista dos dados medidos, não é viável.

A calibração dos modelos ASM deve seguir um procedimento lógico, com base na especificidade do modelo aplicado, em que apenas alguns dos muitos parâmetros do modelo são alterados, nomeadamente, os parâmetros sensíveis aos testes efectuados durante a calibração do modelo, em vez de se aplicar uma rotina de optimização matemática automática. Assim, torna-se extremamente importante reunir o máximo de informação possível que facilite a elaboração de combinações de parâmetros realistas.



# CASO DE ESTUDO – ETAR DE FERNÃO FERRO

---



Neste capítulo pretende-se apresentar um caso de estudo com vista à aplicação da modelação e simulação dinâmica como instrumento de apoio à decisão na fase de dimensionamento de uma instalação de tratamento de águas residuais urbanas. O caso de estudo reporta-se à ETAR de Fernão Ferro, localizada no Seixal, sendo o estudo desenvolvido pela autora concretizado através da aplicação do programa GPS-X. No início do capítulo descrevem-se os principais módulos e modelos que compõem o GPS-X, as várias bibliotecas e as diferentes variáveis de estado, apresentam-se, igualmente, os objectos da tabela de processos (operações unitárias e processos de tratamento) suportados pelo programa. Apresenta-se também uma caracterização da ETAR de Fernão Ferro, descrevendo-se a linha de tratamento e os dados de projecto da instalação existente. O Capítulo inclui, ainda, a construção, calibração e validação do modelo e a sua aplicabilidade, com base em diversos cenários de afluência adoptados para o efeito. No final do capítulo apresentam-se e discutem-se os resultados obtidos nas simulações efectuadas.



## 6 Caso de estudo

### 6.1 Considerações prévias

Neste trabalho efectuou-se a simulação dinâmica do tratamento biológica da ETAR de Fernão Ferro, por recurso ao modelo Activated Sludge Model N.º 1, ASM1, da International Water Association, integrado no software GPX-S, versão 3.0, comercializado pela Hydromantis, Inc, baseada nos dados de projecto e de exploração disponibilizados pela empresa do grupo ÁGUAS DE PORTUGAL, SIMARSUL - Sistema Integrado Multimunicipal de Águas Residuais da Península de Setúbal, S.A., entidade responsável pela exploração da instalação de tratamento em estudo.

O GPS-X é um programa de modelação e simulação do comportamento dinâmico dos processos de tratamento de águas residuais domésticas e industriais. Desenvolvido e comercializado pela empresa canadiana Hydromantis, o GPS-X é considerado como o *estado-da-arte* em termos de tecnologia. O programa foi concebido de acordo com mais recentes processos de modelação e simulação e utiliza uma série de ferramentas de produtividade que simplificam e flexibilizam a sua aplicação, nomeadamente, no que refere à construção do modelo, simulação e interpretação dos resultados.

Importa referir que o GPS-X foi obtido pela autora através de um acordo estabelecido com a Hydromantis, Inc. que consistiu na tradução integral do programa para a língua Portuguesa, tarefa que se estendeu por um período temporal de aproximadamente 3 meses.

Para a caracterização da linha de tratamento implementada na ETAR foi necessário consultar a memória descritiva e justificativa do processo de tratamento e equipamento do “*Projecto de Execução de Ampliação e Beneficiação da ETAR de Fernão Ferro*”, desenvolvida pela empresa DHV FBO – Consultores S.A., em Julho de 2006 e cedida pela SIMARSUL no âmbito da presente dissertação.

### 6.2 Caracterização do programa GPS-X

#### 6.2.1 Principais módulos e ferramentas

Alguns dos principais módulos e ferramentas disponíveis no programa GPS-X são os que se descrevem de uma forma sintetizada de seguida:

- **Simulator**

Este módulo permite a simulação do sistema de tratamento seleccionado – definido pelo utilizador ou pré-definido pelo programa GPS-X (inclui mais de 50 sistemas de tratamento previamente configurados) – em condições “*steady-state*” (a simulação estática constitui uma simplificação à modelação dinâmica partindo do pressuposto que as variáveis de estado do sistema não variam com o tempo) ou “*dynamic*” (simulação dinâmica);

- **Builder**

Este módulo constitui uma interface gráfica que possibilita ao utilizador criar, definir e especificar o seu próprio “*layout*” (diagrama linear da instalação de tratamento) no modo de funcionamento “*modelling*”;

- **Analyser**

Este módulo permite ao utilizador efectuar uma análise de sensibilidade ao comportamento do sistema de tratamento, por forma a identificar qual ou quais os parâmetros que têm maior impacto sobre o modelo, e que podem e devem ser alterados/otimizados no módulo “optimizer”;

- **Optimizer**

Este módulo permite adequar o modelo aos dados de base obtidos através de campanhas analíticas e que serviram de “input” ao sistema, ajustando continuamente os parâmetros seleccionados por forma a atingir a melhor resposta do modelo. Por outro lado, é possível otimizar o desempenho dos processos de tratamento (p.e. minimizando os custos operacionais da ETAR). O GPS-X inclui 3 ferramentas de optimização, designadamente, *Time Series*, *Probability* e *Dynamic Parameter Estimation (DPE)*. A título de exemplo, o *DPE* permite estimar os parâmetros que variam ao longo do tempo, por recurso as medições “*on-line*” dos parâmetros ou dados previamente disponíveis (“*off-line*”);

- **Influent Advisor**

Esta ferramenta é suportada pelo programa Microsoft Excel e permite ao utilizador identificar e corrigir as inconsistências presentes nos dados de base disponíveis e utilizados para a caracterização do afluente à ETAR. É possível combinar um dos quatro modelos mais complexos de caracterização e definição do afluente à ETAR disponíveis no GPS-X (*states*, *BODbased*, *CODfractions*, *TSSCOD*), a um de seis modelos biológicos (*Mantis*, *ASM1*, *ASM2d*, *ASM3*, *Newgeneral*, *TSSCOD*) e associar uma de duas bibliotecas (*CN*, *CNP*).

- **M2G: MOUSE to GPS-X link**

Esta ferramenta permite ao utilizador, de uma forma relativamente fácil e rápida, a conversão automática dos resultados do MOUSE (Danish Hydraulic Institute, DHI) em dados de entrada do GPS-X.

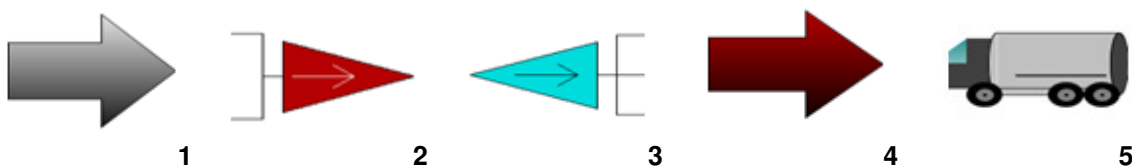
- **Model Developer**

Este módulo permite ao utilizador introduzir modificações especiais aos modelos pré-definidos, adicionar novos modelos, incluir variáveis estimadas pelo próprio utilizador ou novas equações. É possível, por exemplo, adicionar componentes industriais aos modelos existentes (e.g., toxicidade);

## 6.2.2 Tabela de processos

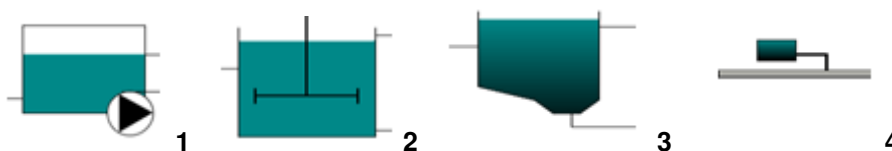
Como referido anteriormente, um dos módulos disponíveis no programa GPS-X é o “*builder*” que permite ao utilizador definir/construir o diagrama linear (“*layout*”) da instalação seleccionando, da tabela de processos, os objectos (operações unitárias e processos de tratamento) suportados pelo programa. Como exemplo destacam-se os seguintes objectos, entre os inúmeros incluídos no programa:

### ▪ *Infra-estruturas gerais*



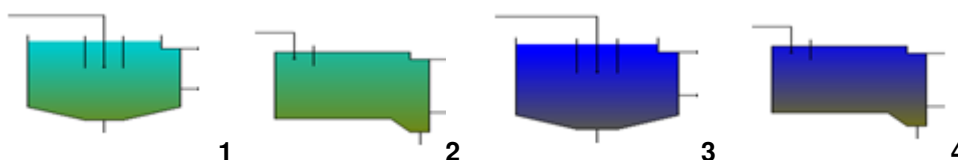
Inclui objectos que representam (1) a afluência qualitativa e quantitativa da água residual à ETAR, (2) colectores e (3) distribuidores de caudal, (4) o doseamento de produtos químicos (p.e. metanol, acetato, simular a adição de alcalinidade, um evento pontual relacionado com uma grande chuvada) e (5) descargas pontuais de afluentes (p.e. efluentes provenientes de camiões limpa-fossas, descargas industriais);

### ▪ *Tratamento preliminar*



Inclui (1) estações elevatórias, (2) tanques de equalização, (3) gradagem/tamisação e (4) o doseamento de produtos químicos em linha (em função do caudal ou massa);

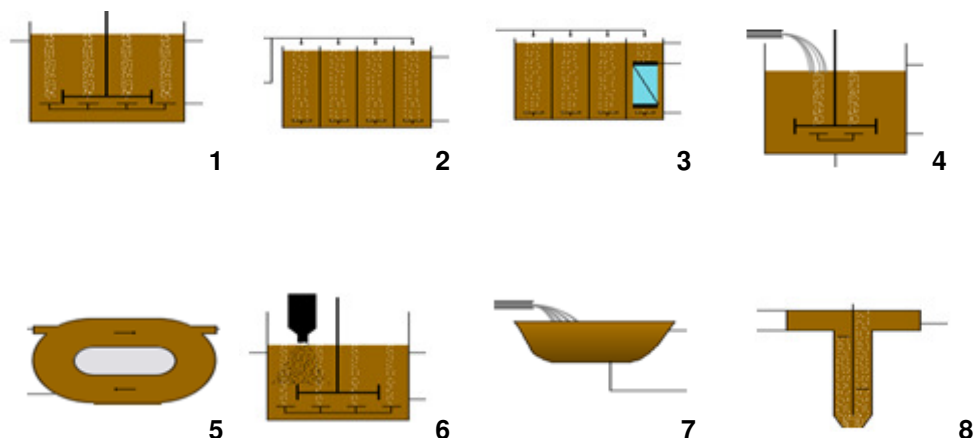
### ▪ *Decantação primária e secundária*



Inclui (1 e 2) decantadores primários e (3 e 4) secundários, de planta (2 e 4) rectangular ou (1 e 3) circular (permite a configuração do formato do fundo do decantador);

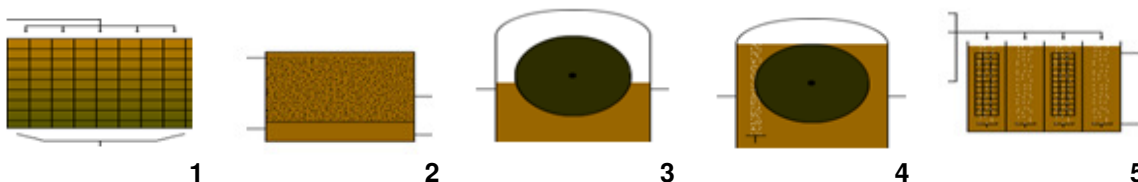
## ▪ Tratamento secundário

### ✓ Tratamento biológico de lamas activadas de biomassa em suspensão



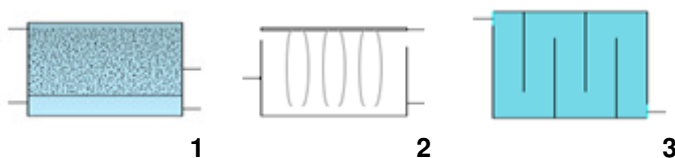
Inclui (1) reactores de lamas activadas com regime de mistura completa (de média ou baixa carga), (2) reactores de fluxo-pistão, (3) bioreactores de membranas (MBR), (4) reactores descontínuos sequenciais (SBR), (5) valas de oxidação (com controlo de caudal ou velocidade e arejamento com difusores ou rotores), (6) doseamento de carvão activado em pó (*"PAC - Powdered Activated Carbon"*), (7) lagoas (aeróbias, anaeróbias, facultativas) e (7) sistemas de lamas activadas (do tipo *"deep shaft"*);

### ✓ Tratamento biológico por recurso à biomassa fixa



Inclui (1) leitos percoladores, (2) biofiltros arejados, discos biológicos (3) rotativos e (4) submersos e (5) sistemas híbridos (biomassa fixa e suspensa, no mesmo reactor);

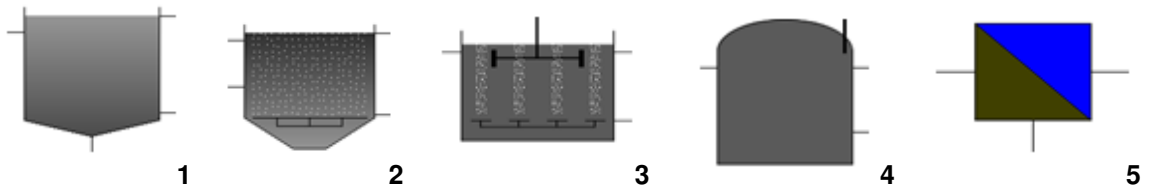
## ▪ Tratamento terciário



Inclui (1) filtros de areia, (2) desinfecção por radiação ultravioleta e (3) filtros de membranas;



▪ **Tratamento de lamas**



Inclui (1) espessador, (2) flotador por ar difuso, (3) digestor aeróbio, (4) digestor anaeróbio, (5) equipamento de desidratação mecânica (filtros prensa, centrífugas);

▪ **Ferramentas**



Inclui (1) uma caixa preta que permite simular o efeito dinâmico do tempo de viagem ao longo da ETAR e inclui diversas funções de transferência pré-definidas para a modelação empírica, (2) uma caixa de ferramentas que permite modelar diversos controlos e amostragens, e (3) a descarga final do efluente tratado.

O diagrama fica concluído após definição das conexões ou ligações entre os objectos seleccionados. Nesta fase é necessário definir quais os modelos que devem ser utilizados para cada um dos objectos do “layout”.

### 6.2.3 Modelos incluídos no GPS-X

A selecção do modelo a utilizar deve ter em conta os objectivos específicos associados a cada modelo, a aplicação final e as variáveis que se pretendem modelar. Dos modelos incluídos no programa GPS-X, salientam-se os seguintes:

▪ **Modelos biológicos (biomassa em suspensão):**

- **ASM1** – Activated Sludge Model N.º 1., que permite simular a oxidação carbonácea, a nitrificação e desnitrificação num processo de tratamento biológico por lamas activadas;
- **ASM2** – Activated Sludge Model N.º 2, constitui uma extensão do modelo ASM1, e inclui processos de tratamento relativos à remoção biológica de fósforo, incluindo, adicionalmente, a simulação de processos de precipitação química do fósforo;
- **ASM2d** – constitui uma ampliação do modelo matemático ASM2, por forma a reflectir a influência da desnitrificação face aos processos de remoção biológica do fósforo;
- **ASM3** – Activated Sludge Model N.º 3, descreve as actividades de armazenamento e crescimento de desnitrificantes em grânulos aeróbios sob condições anóxicas, permitindo um melhor controlo dos processos de decaimento endógeno da biomassa, às condições ambientais;

- **Mantis** – idêntico ao modelo ASM1 à excepção das seguintes modificações: inclui dois processos adicionais de crescimento para os organismos heterotróficos e autotróficos (em condições de baixas concentrações de amónia e elevadas concentrações de nitrato), considera que os parâmetros cinéticos são dependentes da temperatura e inclui a desnitrificação aeróbia;
  - **Twostepmantis** – inclui a modelação do processo de nitrificação em duas etapas, a conversão da amónia em nitrito e a conversão do nitrito em nitrato;
  - **Newgeneral** – constitui uma extensão do modelo ASM1, tendo por base o modelo *general (Bio-P)* (Dold,1990, Barcker and Dold, 1997). Este modelo difere do ASM1 nos seguintes aspectos: considera o parâmetro azoto como fonte para a síntese celular e inclui os processos biológicos de remoção de fósforo;
  - **Prefermenter** – inclui a formação de ácidos gordos voláteis na remoção biológica do fósforo;
- **Modelos de decantação:**
- **Modelos 1D** (o fluxo de sólidos segue a função dupla exponencial descrita por Takács *et al.*, 1991 (citado por Ferreira, 2006): **Simple1D** – utilizado quando as reacções biológicas que ocorrem podem ser ignoradas; **Mantis, asm1, asm2d, asm3, newgeneral** – utilizado quando as reacções biológicas estão incluídas na simulação; em ambos os casos, o decantador é dividido num número limitado de camadas (entre 10 e 100);
- **Modelos de caracterização e definição do afluente à ETAR:**
- **BODbased** – utilizado quando as campanhas analíticas realizadas não caracterizam o efluente relativamente ao parâmetro CQO. Permite a caracterização dos parâmetros CBO, SST e TKN, algumas variáveis de estado e diversos coeficientes estequiométricos;
  - **CODfractions** – utilizado quando as campanhas analíticas realizadas caracterizam o efluente em relação aos parâmetros CQO, TKN e P, algumas variáveis de estado e diversos coeficientes estequiométricos;
  - **Sludge** – este modelo é utilizado apenas para representar a entrada no sistema de um caudal de lamas. Permite a caracterização do parâmetro SST, algumas variáveis de estado e coeficientes estequiométricos;
  - **States** – utilizado quando o utilizador não dispõe de uma caracterização completa do afluente (não permite a definição de valores de parâmetros como a CBO, SST e TKN) e as variáveis de estado têm de ser calculadas manualmente, requerendo o fraccionamento da CQO e do azoto como dados de entrada;
  - **TSSCOD** – utilizado quando o utilizador dispõe de uma caracterização analítica do efluente para os parâmetros CQO, SST e TKN, algumas variáveis de estado e respectivos coeficientes estequiométricos;

O GPS-X inclui, adicionalmente, modelos destinados a modelar processos biológicos de tratamento baseados em biomassa fixa, operações de filtração e desinfecção (cloragem e radiação ultravioleta), a digestão anaeróbia, espessamento e desidratação de lamas, entre outros (o programa GPS-X integra mais de 600 modelos de simulação, incluindo praticamente todas as abordagens de modelação desenvolvidas nas últimas duas décadas, citado por Ferreira, 2006).

O programa permite, igualmente, a estimativa de custos de operação para a grande maioria de operações unitárias e processos de tratamento descritos na tabela de processos, nomeadamente, custos associados ao consumo de energia eléctrica (arejamento, mistura, bombagem, etc.), consumo de reagentes químicos e tratamento de sub-produtos (areias, lamas).

## 6.2.4 Bibliotecas do programa

O GPS-X dispõe de 6 bibliotecas que agrupam diferentes variáveis de estado, definidas para cada unidade de tratamento, e que são comuns aos vários modelos aplicados no programa, nomeadamente:

- **CNLIB (*Carbon – Nitrogen library*):**

Esta biblioteca permite simular a transformação dos compostos de carbono e azoto em todas as unidades de tratamento e é composta por 16 variáveis de estado.

- **CNIPLIB (*Carbon – Nitrogen – Industrial Pollutant library*):**

Idêntica à biblioteca CNLIB, permite simular a remoção de poluentes de origem industrial. É composta por 46 variáveis de estado, das quais 16 são pré-definidas pelo programa e as restantes 30 definidas pelo utilizador (15 componentes solúveis e 15 componentes particuladas).

- **CNPLIB (*Carbon – Nitrogen – Phosphorus library*)**

Esta biblioteca possibilita simular a transformação dos compostos de carbono, azoto e fósforo em todas as unidades de tratamento e é composta por 17 variáveis de estado.

- **CNPIPLIB (*Carbon – Nitrogen – Phosphorus – Industrial Pollutant library*):**

Idêntica à biblioteca CNPLIB, permite simular a remoção de poluentes de origem industrial. É composta por 57 variáveis de estado, das quais 27 são pré-definidas pelo programa e as restantes 30 definidas pelo utilizador (15 componentes solúveis e 15 componentes particuladas).

- **CN2LIB (*Advanced Carbon – Nitrogen library*):**

A grande diferença entre esta biblioteca e a CNLIB consiste no facto de permitir simular a transformação dos componentes inertes do Azoto (particulado e solúvel). Permite, igualmente, a divisão do processo de nitrificação em duas etapas (requer a divisão das variáveis de estado para os oxidantes da amónia e nitrito, bem como a divisão do NO<sub>x</sub> em nitrito e nitrato). Esta biblioteca contém 19 variáveis de estado.

- **CN2IP (*Advanced Carbon – Nitrogen – Industrial Pollutant library*):**

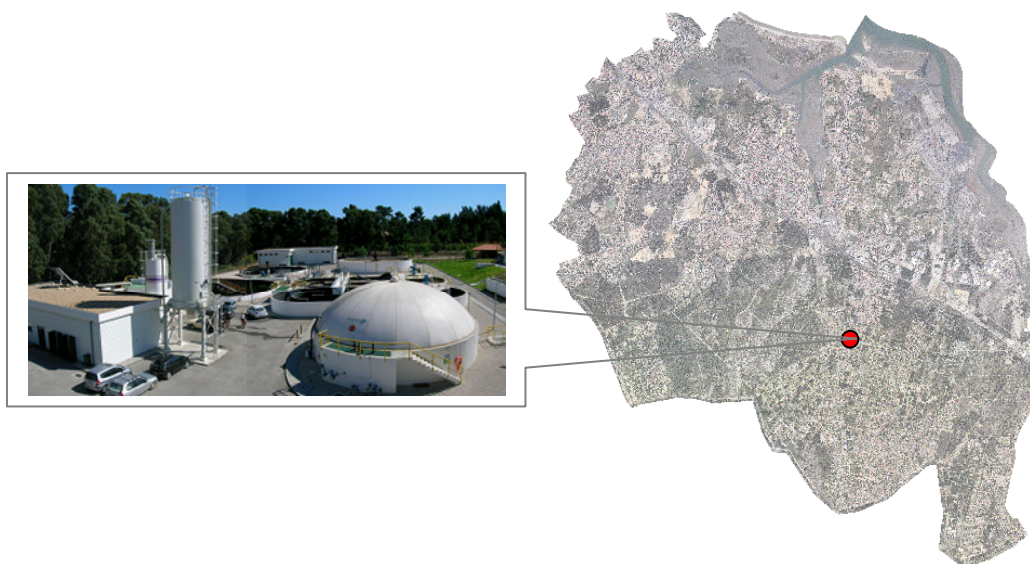
Idêntica à biblioteca CN2LIB, permite simular a remoção de poluentes de origem industrial por recurso à adição de 30 variáveis de estado definidas pelo utilizador (15 solúveis e 15 particuladas). No cômputo geral esta biblioteca é constituída por 49 variáveis de estado.

Informação mais detalhada sobre os conteúdos e potencialidades do programa GPS-X está disponível nos guias e manuais disponibilizados pela Hydromantis Inc., nomeadamente, o User's Guide e o Technical Reference, editados em Fevereiro e Março de 2006, respectivamente.

## 6.3 Descrição geral da ETAR

### 6.3.1 Localização

A ETAR de Fernão Ferro localiza-se, na freguesia de Fernão Ferro, a Oeste da povoação de Flor da Mata, no concelho do Seixal. A instalação de tratamento localiza-se na margem esquerda do rio Judeu, junto à Avenida Padre Cruz, a sul da A2. Na Figura 6.1 seguinte ilustra-se a localização da ETAR de Fernão Ferro.



**Figura 6.1** – Extracto de ortofotomapa: visualização da localização da ETAR de Fernão Ferro

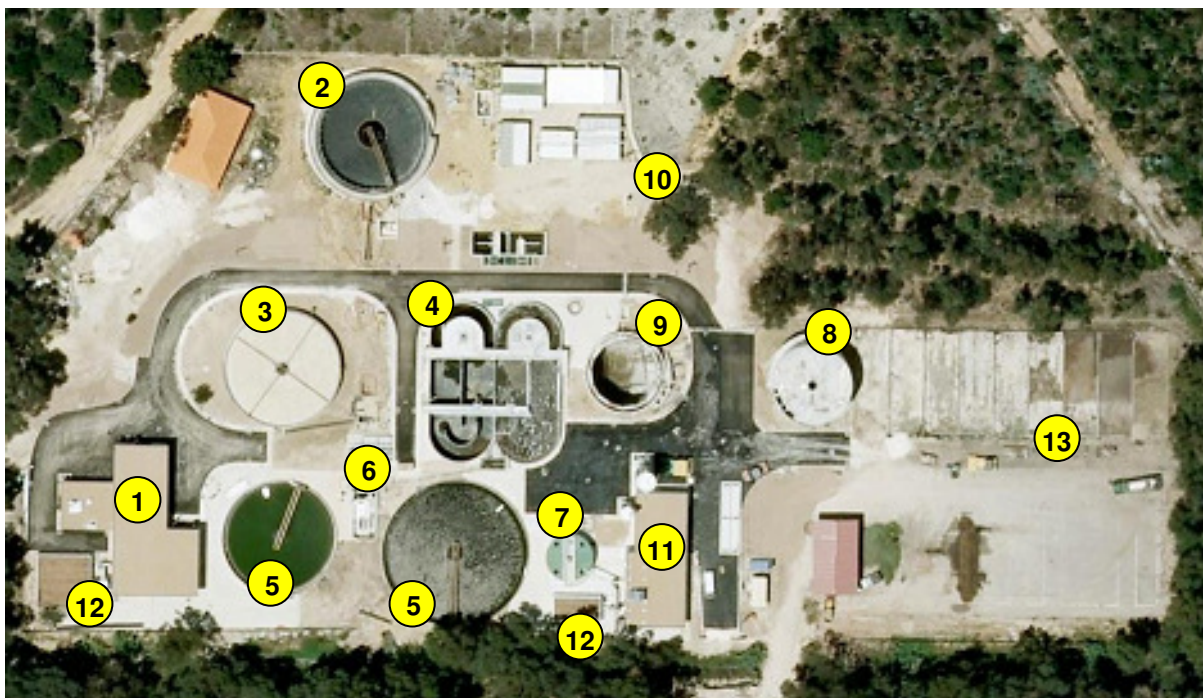
Fonte: <http://sig.cm-seixal.pt/sig/>

A ETAR de Fernão Ferro encontra-se em funcionamento desde 1988 e foi dimensionada para servir no ano horizonte de projecto uma população de aproximadamente 32 700 habitantes equivalentes. Actualmente a ETAR trata as águas residuais correspondentes a cerca de 16 100 habitantes equivalentes. Em 2007, arrancou a empreitada de ampliação e beneficiação da instalação de tratamento, com o objectivo de ampliar a capacidade de tratamento da ETAR, beneficiando e complementando as etapas de tratamento.

### 6.3.2 Linha de tratamento

A linha de tratamento é constituída por um processo de biomassa em suspensão, lamas activadas, em regime de arejamento convencional, na variante vala de oxidação, seguido de uma desinfecção em canal por intermédio de radiação ultravioleta (UV). A descarga de efluente tratado efectua-se no

rio Judeu, afluente do rio Tejo. Na figura seguinte apresenta-se uma imagem de satélite da actual ETAR de Fernão Ferro.

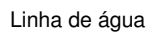


- |                                      |  |
|--------------------------------------|--|
| 1. Edifício do tratamento preliminar | 8. Digestor anaeróbio                              |
| 2. Decantador primário               | 9. Digestor anaeróbio com aproveitamento de biogás |
| 3. Leito percolador (desactivado)    | 10. Queimador de biogás                            |
| 4. Valas de oxidação                 | 11. Edifício de exploração e de desidratação       |
| 5. Decantador secundário             | 12. Biofiltro                                      |
| 6. Desinfecção por UV                | 13. Leitos de secagem (desactivados)               |
| 7. Espessador gravítico              |  |

**Figura 6.2–** Extracto de ortofotomapa: visualização da ETAR de Fernão Ferro

Adaptado de: Google Earth 2009

A ETAR de Fernão Ferro é constituída por duas linhas de tratamento em paralelo, à excepção da etapa de decantação primária. Na Figura 6.3 apresenta-se o diagrama simplificado da linha de tratamento da ETAR de Fernão Ferro, para as fases líquida e sólida.





### 6.3.3 Caracterização da instalação existente

#### 6.3.3.1 Tratamento da fase líquida



O tratamento preliminar inclui uma operação de gradagem grosseira efectuada numa caixa para retenção de sólidos de grandes dimensões, seguida de dois equipamentos compactos, dispostos em paralelo, que reúnem num único órgão as operações de gradagem, desarenação e classificação de areias, e desgorduramento. O tamisador de malha fina (6mm) integra um compactador de sólidos que transporta os gradados para um contentor adequado.

As areias, após classificação, são igualmente encaminhadas para um contentor dedicado. As gorduras separadas são bombeadas para os digestores em conjunto com as lamas mistas espessadas.



No edifício do tratamento preliminar está instalada uma estação compacta de recepção e pré-tratamento dos efluentes provenientes de limpa fossas equipada com gradagem e desarenação. Os gradados retidos pelo sistema são compactados e enviados para um contentor dedicado. A fase líquida deste tratamento é conduzida para um tanque de equalização, a partir do qual é efectuada a alimentação gradual à linha de tratamento. Foi definido, em fase de

projecto, um caudal uniformemente distribuído ao longo do período diário de menor afluência de águas residuais, de 5 m<sup>3</sup>/h, põe forma a minimizar o impacto no normal funcionamento da ETAR. De acordo com a informação disponibilizada, actualmente, a ETAR de Fernão Ferro ainda não se efectua a recepção e trasfega de lamas de fossas sépticas.

A água residual sujeita a tratamento preliminar é elevada para o decantador primário por intermédio de dois grupos elevatórios instalados em poço seco.

A medição do caudal afluente é efectuada imediatamente a seguir à operação de gradagem através de medidor electromagnético instalado na câmara imediatamente a montante do decantador primário.

As escumas formadas à superfície, são retidas pelo deflector periférico e conduzidas pelo raspador de superfície para uma tremonha, a partir da qual são enviadas para espessamento.





O tratamento biológico inclui dois reactores biológicos de lamas activadas, em regime de arejamento convencional, na variante vala de oxidação, constituídos por canais de secção transversal rectangular. Ambos os reactores estão equipados com arejadores de superfície de eixo vertical, de baixa velocidade de rotação, instalados na extremidade de cada um dos reactores. A potência nominal dos arejadores é de 37 kW, dimensionada para as necessidades máximas

de oxigénio. A manutenção da biomassa em suspensão e a circulação do efluente são asseguradas através de um agitador submersível do tipo *banana-blade*, de 4 kW, instalado em cada reactor na zona onde a velocidade de circulação de líquido é menor. Os reactores biológicos são precedidos de selectores, onde uma fracção controlável de lamas em recirculação é colocada em contacto com a totalidade das águas residuais afluentes. Desta forma, é possível controlar a proliferação de bactérias filamentosas indesejáveis (microrganismos tipo *Nocardia*) e evitar a formação de lamas activadas de difícil sedimentabilidade. Os selectores funcionam em condições anóxicas estando apenas equipados com agitadores submersíveis para manutenção da biomassa em suspensão.



A separação sólido-líquido ocorre em decantadores de planta circular, com alimentação central, equipados com ponte raspadora de fundo e de superfície. As escumas são encaminhadas para o circuito de escorrências do tratamento de lamas, ligado à elevação inicial. As lamas biológicas são extraídas dos decantadores secundários para dois poços de bombagem de lamas secundárias por acção do desnível induzido pelo arranque das bombas de

recirculação e, ou de extracção de lamas em excesso. Justifica-se a adopção de duas estações independentes, uma vez que os dois decantadores secundários não são idênticos (o existente tem 18,5 m de diâmetro; o decantador construído na última reabilitação tem um diâmetro de 24m).

A recirculação de lamas sedimentadas para o reactor biológico é efectuada por elevação das lamas para os selectores, enquanto que as lamas em excesso serão elevadas para o silo espessador.

O efluente clarificado, recolhido através da caleira periférica dos decantadores secundários, é encaminhado para a operação de desinfecção efectuada através do recurso a um sistema de desinfecção por radiação ultra-violeta desenvolvido em dois canais instalados em paralelo. Após a desinfecção, parte do efluente tratado é reutilizado como água de serviço na ETAR. A restante parcela é encaminhada para a linha de água designada de rio Judeu.





Por forma a monitorizar as situações de *bypass*, instalados ao longo da linha de tratamento da ETAR (decantação primária, tratamento biológico e/ou desinfecção U.V.), preconizou-se a instalação de um canal tipo parshall, com ligação à descarga final, equipado com medidor de nível ultrasónico.

### 6.3.3.2 Tratamento da fase sólida



As lamas primárias extraídas do decantador primário e as lamas em excesso extraídas do fundo dos decantadores secundários são conduzidas ao espessador gravítico de planta circular e enviadas, posteriormente, para os digestores anaeróbios. Ao espessador de lamas mistas afluem (1) as lamas extraídas de forma temporizada e graviticamente do decantador primário, (2) as lamas biológicas em excesso bombeadas a partir dos dois poços de recirculação de lamas e, eventualmente, (3) as lamas das fossas sépticas recebidas após pré-tratamento no edifício do tratamento preliminar. O sobrenadante proveniente do espessador é encaminhado graviticamente para o circuito de escorrências, retornando ao tratamento da fase líquida. As lamas mistas espessadas são estabilizadas pelo processo de digestão anaeróbia, num único estágio, em dois digestores que funcionam em regime de baixa carga, sem agitação.

A operação de desidratação das lamas digeridas é efectuada por recurso a duas centrífugas de alto rendimento, localizadas no edifício de desidratação. Por forma a melhorar a eficiência do processo, é doseado polielectrólito às lamas a desidratar (preparado numa unidade automática de preparação e doseamento de polielectrólito).



Por outro lado, no sentido de acautelar a eventual inoperacionalidade do processo de estabilização das lamas por via da digestão anaeróbia, foi instalado, junto ao edifício de desidratação um sistema de dosagem de cal viva, utilizado como recurso em situações de emergência.

As lamas desidratadas são armazenadas num silo e posteriormente encaminhadas a destino final adequado.

### 6.3.3.3 Tratamento da fase gasosa



No que refere à desodorização, existem duas zonas críticas, onde se concentram as principais fontes de emissão de odores, nomeadamente, a zona constituída pela obra de entrada, juntamente com o edifício de tratamento preliminar e elevação inicial, e a zona que inclui o espessador de lamas e o edifício de desidratação. Nestas duas zonas, por forma a minimizar a difusão de odores para o ambiente circundante e, atendendo às necessidades de ventilação e tratamento, procedeu-se ao confinamento dos vários órgãos e equipamentos e a extracção directa do ar viciado.

O ar é humidificado por aspersão de água sob pressão numa zona de pré-lavagem à entrada do biofiltro, e posteriormente encaminhado até ao canal de distribuição do biofiltro, seguindo para a câmara de descompressão sob a grelha de suporte do material filtrante. O ar é assim distribuído através de toda a área do biofiltro, sendo conduzido em fluxo ascendente através da camada filtrante biologicamente activa. O ar tratado é libertado para a atmosfera.



## 6.3.4 Dados de projecto

### 6.3.4.1 Características qualitativas e quantitativas de afluência

De acordo com o “*Projecto de Execução de Ampliação e Beneficiação da ETAR de Fernão Ferro*”, os dados que serviram de base ao dimensionamento hidráulico e processual da instalação em termos de população, caudais e cargas são os que se sintetizam no quadro seguinte:

**Quadro 6.1** – Principais características da água residual afluente à ETAR de Fernão Ferro

Parâmetro			Unidade	Ano 0	Ano HP
<b>População e caudais afluentes</b>	População		hab.eq.	16 100	32 700
	Caudal médio diário		m <sup>3</sup> /dia	2 500	5 890
	Caudal de ponta	Tempo seco	m <sup>3</sup> /h	192	453
		Tempo chuvoso	m <sup>3</sup> /h	330	760
<b>Cargas poluentes</b>	CBO <sub>5</sub>		Kg/dia	970	1 970
	CQO		Kg/dia	2 420	4 905

Parâmetro		Unidade	Ano 0	Ano HP
	SST	Kg/dia	1 450	2 950
	NK <sub>j</sub>	Kg/dia	190	390
	P <sub>Total</sub>	Kg/dia	45	90
<b>Concentrações</b>	CBO <sub>5</sub>	mg/L	388	334
	CQO	mg/L	968	833
	SST	mg/L	580	501
	NK <sub>j</sub>	mg/L	76	66
	P <sub>Total</sub>	mg/L	18	15

Os valores considerados para efeitos de modelação da ETAR dizem respeito ao Ano 0 e contemplam o caudal médio diário afluente (m<sup>3</sup>/dia), e as concentrações médias (mg/L) em CBO<sub>5</sub>, SST e NK<sub>j</sub>.

#### 6.3.4.2 Objectivos de qualidade e previsão de eficiências

Os objectivos de tratamento definidos para a ETAR resultam da obtenção das concentrações para os principais parâmetros de qualidade à saída da instalação especificadas no Quadro 6.2. Apresenta-se igualmente a previsão da qualidade média do efluente final, com base na concepção desenvolvida e dimensionamento efectuado em sede de projecto de execução.

**Quadro 6.2** – Objectivos de qualidade do efluente tratado da ETAR de Fernão Ferro

Parâmetro	Valor limite – Exigências legais	Qualidade prevista no projecto
CBO <sub>5</sub>	25 mg/L	< 25 mg/L
CQO	125 mg/L	< 100 mg/L
SST	35 mg/L	< 25 mg/L
CF	1 000 NMP/100 mL	1 000 NMP/100 mL
O&G	15 mg/L	-

#### 6.3.4.3 Características e dimensões das principais operações unitárias

Partindo da descrição geral da linha de tratamento implementada na ETAR de Fernão Ferro, pretende-se caracterizar de uma forma mais detalhada o conjunto de operações unitárias envolvidos na etapa de tratamento biológico, isto é, nos reactores biológicos e nos decantadores secundários, uma vez que o funcionamento destes será objecto de simulação e modelação dinâmica nos pontos

seguintes. A descrição seguinte teve por base a memória descritiva e justificativa do processo de tratamento e equipamento do “*Projecto de Execução de Ampliação e Beneficiação da ETAR de Fernão Ferro*”, desenvolvido pela empresa DHV FBO – Consultores S.A. em Julho de 2006.

▪ **Decantação primária**

De acordo com a informação disponível, atendendo às condições de operação previstas em condições de tempo seco, as eficiências de remoção de carga poluente, no decantador primário, consideradas para efeitos de dimensionamento do tratamento biológico foram as seguintes:

- ✓ SST.....50%;
- ✓ CBO<sub>5</sub>.....30%
- ✓ CQO.....30%;
- ✓ NK<sub>j</sub>.....11%.

▪ **Reactores biológicos**

Como descrito anteriormente, o tratamento biológico por lamas activadas é materializado em reactores biológicos, operados em regime de arejamento convencional (média carga), na variante valas de oxidação. As características geométricas dos dois reactores incluem 2 canais de 5,5 m de largura, com um comprimento de 27,6 m e uma profundidade líquida de 3, 25 m, perfazendo uma capacidade total de 1 800 m<sup>3</sup>.

De acordo com o projecto de execução, assumindo para o horizonte de projecto uma concentração de lamas activadas (MLSS) de 3,0 kg/m<sup>3</sup>, o volume referido foi determinado de forma a garantir uma idade de lamas de 5 dias. Para estas condições de funcionamento, prevê-se o funcionamento de apenas um reactor durante o período inicial de exploração da ETAR onde a afluência é cerca de 50% da nominal. De facto, de acordo com a informação disponível, a ETAR de Fernão Ferro está actualmente a funcionar apenas com uma linha de tratamento, ou seja, para metade da sua capacidade de tratamento. Nestas condições a carga mássica aplicada ao tratamento biológico será no máximo 0,25 kg CBO<sub>5</sub>/(kg MLSS.dia).

Para a produção de lamas biológicas em excesso foi estabelecido o valor de 0,91 kg MLSS/kg CBO<sub>5</sub> removida. De acordo com o projecto, o valor tem em consideração a razão SST/CBO<sub>5</sub> nas águas residuais afluentes, a idade das lamas fixada, e toma em linha de conta as fracções inorgânica e não biodegradável dos SST afluentes, assim como as fracções biodegradáveis, não biodegradáveis e inorgânicas da biomassa em suspensão. Estima-se uma produção de lamas de, aproximadamente, 565 kg MLSS/dia.

O oxigénio necessário para a degradação biológica das fracções orgânicas contidas nas águas residuais é fornecido por 2 arejadores mecânicos superficiais de eixo vertical, de baixa velocidade de rotação, instalados na passerelle transversal situada na extremidade de cada um dos dois reactores. A potência nominal dos arejadores é de 37 kW, tendo sido dimensionados para as necessidades

máximas de oxigenação. Os arejadores estão equipados com variadores de velocidade através de variação de frequência (50 a 100 % da capacidade de oxigenação nominal) e funcionam de forma automática (através de um controlador PID) em função dos valores de oxigénio dissolvido nas lamas activadas, lidos de forma contínua pelo medidor dessa variável instalado na passerelle de suporte dos agitadores submersíveis no canal a jusante do arejador.

- **Decantação secundária**

De acordo com as condições de afluência estimadas para o horizonte de projecto, foi considerada necessária a construção de uma segunda linha de decantação secundária, através da implantação de um decantador secundário adicional com 24 m de diâmetro. No entanto, de acordo com a informação disponibilizada pela equipa de exploração da SIMARSUL, a ETAR de Fernão Ferro está actualmente a funcionar apenas com o decantador secundário já existente, antes da reabilitação da ETAR. A remodelação deste decantador de 18,5 m de diâmetro passou pela elevação da cota do descarregador periférico em 37 cm e a consequente elevação do bordo livre, bem como a beneficiação e rectificação da altura da ponte raspadora, em conformidade. Este órgão apresenta uma profundidade líquida periférica de 3 m e uma área superficial de, aproximadamente, 269 m<sup>2</sup>.

- **Recirculação e extracção de lamas biológicas**

Na estação elevatória associada ao decantador secundário existente estão instalados 1 (+1) grupos electrobomba com uma capacidade unitária de 110 m<sup>3</sup>/h, equipados com regulação de caudal com variador de frequência (50 a 100%). Por forma a monitorizar o caudal de recirculação e controlar a razão de recirculação através de um controlador PID, foi instalado um medidor de caudal electromagnético, na linha de recirculação. O controle é realizado em função do caudal afluente à linha de lamas activadas e em função do *setpoint* de razão de recirculação definido através do sistema de supervisão.

Juntamente com os grupos de recirculação, foram instalados, adicionalmente, 1(+1) grupos electrobomba de elevação de lamas biológicas em excesso. As bombas submersíveis, com um caudal unitário de 8 m<sup>3</sup>/h, têm um funcionamento temporizado, estando previsto que o período de funcionamento diário seja no máximo de 8 horas. Uma vez que no presente tratamento biológico o objectivo de controlo é a manutenção de uma idade de lamas adequada à correcta operação em condições de média carga, foi prevista a instalação de um medidor de caudal electromagnético no circuito de extracção de lamas em excesso. Esta medição permite realizar a totalização diária do caudal de lamas extraídas.

No Anexo I apresentam-se os cálculos de dimensionamento processual das principais operações unitárias descritas anteriormente.

### 6.3.5 Dados de exploração disponíveis

Os dados de exploração disponibilizados pela SIMARSUL e utilizados no âmbito da presente dissertação reportam ao período decorrido entre 1 de Junho de 2008 e 31 de Dezembro de 2009 e incluem resultados associados aos seguintes parâmetros, para diferentes datas dentro do período temporal observado:

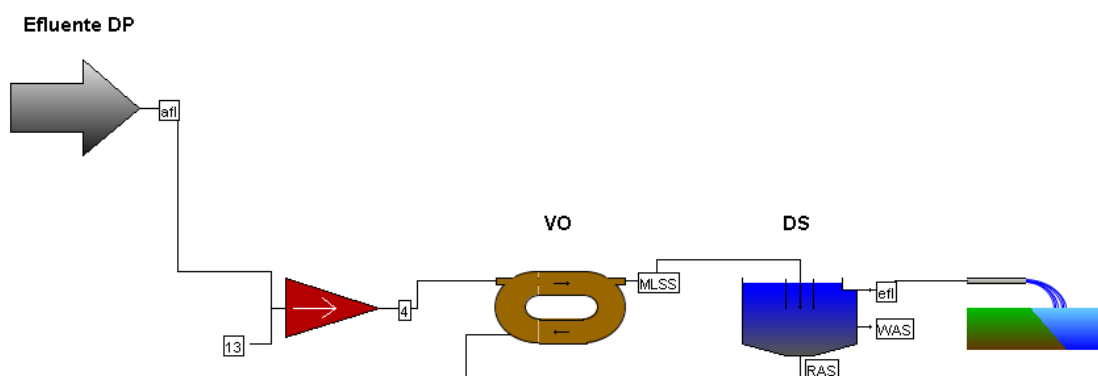
- ✓ Caudal médio diário de afluente bruto à ETAR ( $\text{m}^3/\text{dia}$ );
- ✓ Caudal médio diário de escorrências ( $\text{m}^3/\text{dia}$ );
- ✓ Caudal médio diário de recirculação de lamas biológicas ( $\text{m}^3/\text{dia}$ );
- ✓ Caudal médio diário de extracção de lamas em excesso ( $\text{m}^3/\text{dia}$ );
  
- ✓ Concentração de  $\text{CBO}_5$ , CQO, SST,  $\text{N}_{\text{Total}}$ ,  $\text{P}_{\text{Total}}$ , O&G no afluente bruto à ETAR ( $\text{mg/L}$ );
- ✓ Concentração de  $\text{CBO}_5$ , CQO, SST à saída do decantador primário ( $\text{mg/L}$ );
- ✓ Concentração de SST, SSV no reactor biológico ( $\text{mg/L}$ );
- ✓ Concentração de SST, SSV na recirculação de lamas ( $\text{mg/L}$ );
- ✓ Concentração de  $\text{CBO}_5$ , CQO, SST,  $\text{N}_{\text{Total}}$ ,  $\text{P}_{\text{Total}}$ , O&G no efluente final tratado ( $\text{mg/L}$ ).

Estes valores foram trabalhados por forma a poderem ser utilizados no programa GPS-X, de acordo com os pressupostos admitidos e apresentados nos pontos seguintes.

## 6.4 Modelação da ETAR

### 6.4.1 Construção do modelo

Para a simulação da etapa de tratamento biológico da ETAR de Fernão Ferro foi construído um diagrama linear, a partir da tabela de processos disponível no GPS-X e com base nas características físicas de cada um dos órgãos implantados e dos respectivos equipamentos, resultando no “*layout*” que se apresenta na figura seguinte.



**Figura 6.4** – Diagrama linear da etapa de tratamento biológico da ETAR de Fernão Ferro – “*layout*” do programa GPS-X

A biblioteca escolhida foi a “*CNP library*” que permite simular a transformação dos compostos de carbono e azoto. Para cada unidade do processo foi seleccionado o seguinte modelo de simulação:

- a afluência qualitativa e quantitativa da água residual afluente à ETAR foi descrita através do modelo “*BODbased*” que permite a caracterização do efluente através dos parâmetros  $CBO_5$ , SST e TKN, medidos ao longo do período de simulação;
- o reactor biológico (vala de oxidação) foi descrito com base no modelo “*mantis*” similar ao modelo ASM1 da IWA, mas com algumas modificações consideradas relevantes, nomeadamente, impõe limitações na concentração de oxigénio no interior dos flocos biológicos e não considera um regime perfeito de mistura completa no tanque de arejamento;
- o decantador secundário foi modelado por recurso ao modelo “*simple1d*”, que consiste num modelo multi-camadas unidimensional (dividido em 10 camadas de igual espessura) baseado no modelo duplo exponencial de Takács *et al.* (1991).

#### 6.4.2 Dados de entrada do modelo

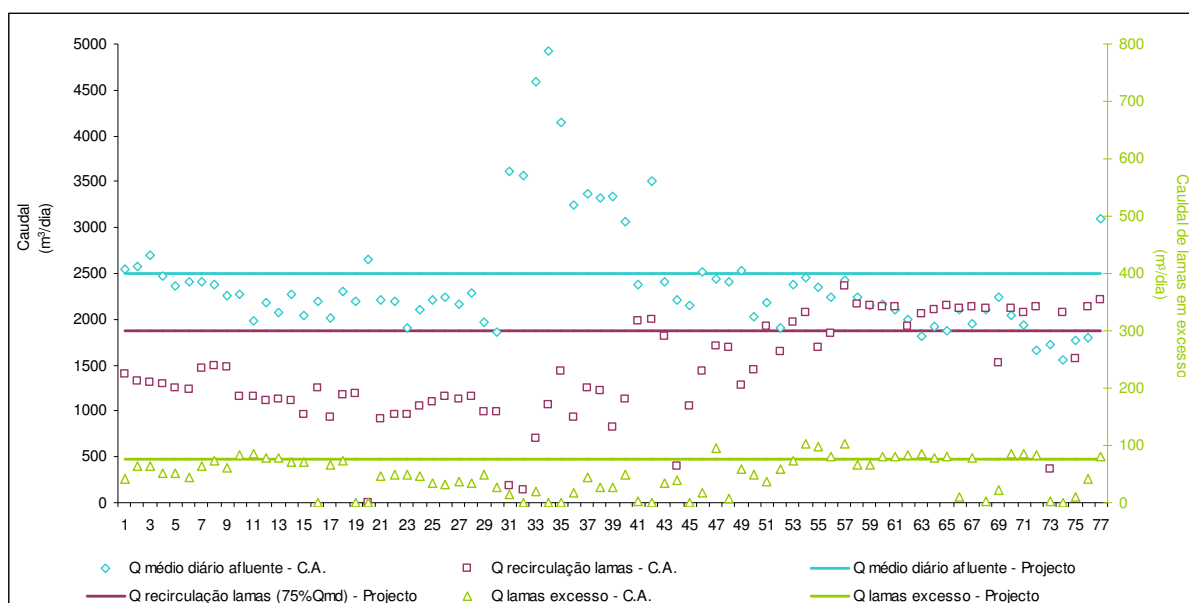
Relativamente aos dados de entrada do modelo e para efeitos de modelação, apenas da etapa de tratamento biológico da ETAR, foram considerados os pressupostos e simplificações que se apresentam de seguida:

- da campanha analítica observada (decorrida entre 1 de Junho de 2008 e 31 de Dezembro de 2009) foram seleccionados apenas os dias melhor caracterizados em termos de análises físico-químicas, no que refere à concentração dos parâmetros  $CBO_5$ , CQO, SST e  $N_{Total}$  no afluente à ETAR e na descarga final de efluente tratado;
- o modelo foi corrido para um período de tempo coincidente com os valores seleccionados do conjunto de resultados analíticos observados, ou seja, para 77 dias;
- da amostragem seleccionada, apenas 27 campanhas analíticas registaram valores à saída do decantador primário, pelo que os restantes valores foram estimados com base nas eficiências observadas, de 23% e 37% para os parâmetros  $CBO_5$  e CQO, respectivamente. Relativamente ao parâmetro SST observou-se uma eficiência de 50%, coincidente com a eficiência considerada em termos de dimensionamento no projecto da ETAR. Para os valores de  $N_{Total}$  admitiu-se a eficiência de remoção considerada na fase de projecto, ou seja, 11%;
- dos 77 dias de campanha analítica, apenas 30 foram caracterizados em termos de concentração de  $N_{Total}$ . Nestas circunstâncias, por forma a estimar os valores em falta aplicou-se um factor ao parâmetro  $CBO_5$  correspondente ao valor médio estimado a partir do cálculo das relações  $CBO_5/N$  dos resultados experimentais existentes;
- na ausência de resultados analíticos para o parâmetro  $NK_j$  considerou-se que o  $N_{Total}$  se encontra, na sua totalidade, na forma de azoto orgânico e amoniacal, ou seja, admitiu-se que o teor de  $N_{Total}$  = teor de  $NK_j$ ;
- admitiu-se que a CQO orgânica inerte solúvel ( $S_i$ ) representa 7% da  $CQO_{Total}$  (de acordo com Ekama e Marais, 1984).

No Anexo II apresentam-se os valores medidos e estimados, considerados como dados de entrada do modelo GPS-X. Na Figura 6.5, Figura 6.6 e Figura 6.7 representam-se graficamente estes valores *versus* os dados de base considerados no dimensionamento da ETAR (valores de projecto).

Inicialmente a simulação foi efectuada para o período de tempo coincidente com a realização da campanha analítica observada, de 5 de Junho de 2008 a 22 de Dezembro de 2009. Foram considerados como dados de entrada os caudais médios diários de água residual bruta afluente à ETAR, de recirculação de lamas à vala de oxidação e o caudal de lamas em excesso (purga de lamas).

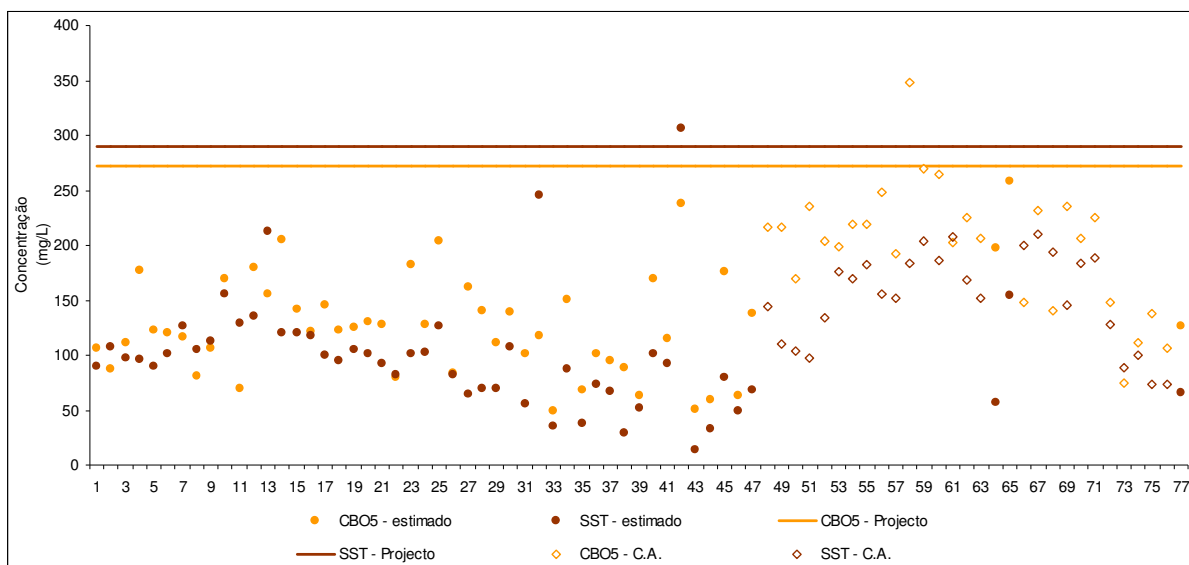
Na Figura 6.5 é possível verificar que os caudais médios diários, afluente à ETAR (valor médio registado de 2 565 m<sup>3</sup>/dia) e de recirculação de lamas (valor médio registado de 1433 m<sup>3</sup>/dia), são praticamente iguais aos caudais estimados em projecto (2 500 m<sup>3</sup>/dia e gama de variação de 50 a 100% do caudal médio diário, respectivamente). No entanto o caudal médio diário de extracção de lamas em excesso observado (valor médio registado de 48 m<sup>3</sup>/dia) é bastante inferior ao valor estimado em projecto (78 m<sup>3</sup>/dia).



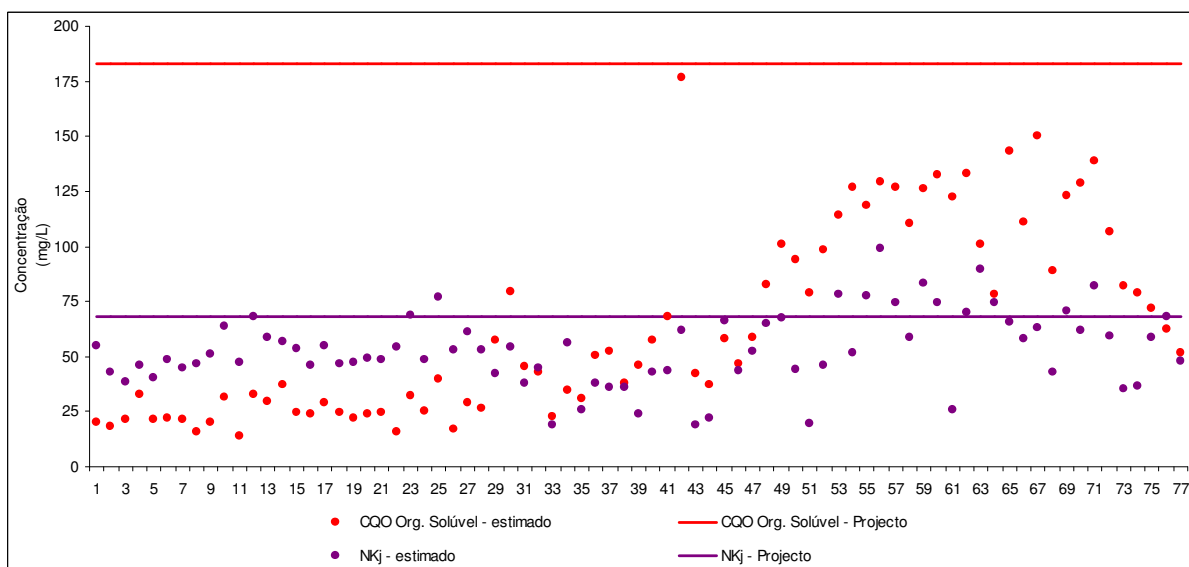
**Figura 6.5** – Caudais médios diários medidos durante o período experimental observado (5 de Junho de 2008 a 22 de Dezembro de 2009)

Os restantes dados de entrada referem-se às concentrações dos parâmetros CBO<sub>5</sub> e SST (Figura 6.6) e CQO orgânica inerte solúvel e NKj (Figura 6.7) medidos e estimadas no afluente à vala de oxidação. De acordo com as representações gráficas dos valores observados é possível inferir que as concentrações de projecto são sempre superiores às concentrações dos resultados analíticos.





**Figura 6.6** – Concentrações de CBO<sub>5</sub> e SST medidas e estimadas durante o período experimental observado (5 de Junho de 2008 a 22 de Dezembro de 2009)



**Figura 6.7** – Concentrações de CQO e NKj medidas e estimadas durante o período experimental observado (5 de Junho de 2008 a 22 de Dezembro de 2009)

### 6.4.3 Calibração e validação do modelo

De acordo com Petersen *et al.* (2003), a calibração é entendida como a adaptação de um modelo matemático de simulação dinâmica a um determinado conjunto de informações obtidas a partir de uma instalação de tratamento existente e em pleno funcionamento. A calibração baseia-se na aplicação de uma metodologia iterativa que consiste na alteração dos valores considerados por defeito pelo modelo, por tentativas, até atingir uma compreensão do comportamento efectivo do modelo, conjuntamente com a análise de sensibilidade dos parâmetros. Nestas circunstâncias, de

acordo com Henze et al (1995) citado por Ferreira (2006) os princípios básicos de calibração de modelos de simulação dinâmica de reactores biológicos consistem: (1) alterar apenas um parâmetro de cada vez; (2) existem parâmetros que nunca devem ser alterados, na medida em que a sua variação é negligenciável em termos de modelação; (3) se o modelo não se revelar sensível à alteração de um determinado parâmetro, este não deve ser alterado.

De acordo com Gernaey (2004) o ponto de partida para a calibração de um modelo passa pela utilização dos parâmetros descritos por defeito pelo modelo. Nestas circunstâncias, e para o caso em estudo, iniciou-se o processo de calibração do modelo considerando os valores recomendados pelo programa GPS-X, isto é, os valores “default” do modelo “mantis” para os parâmetros cinéticos e estequiométricos associados a cada uma das unidades processuais, admitindo como dados de entrada os valores apresentados na secção anterior. No quadro seguinte apresentam-se os valores aplicados por defeito pelo modelo considerado para o reactor biológico.

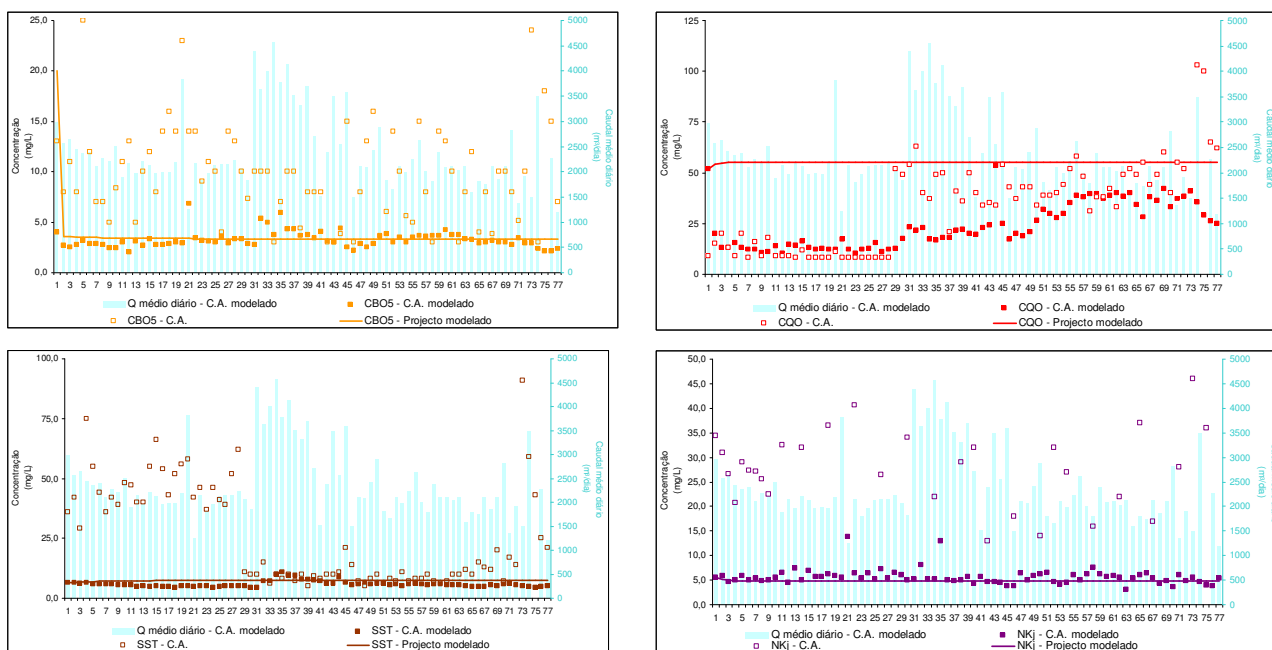
**Quadro 6.3** – Relações entre os principais parâmetros físico-químicos, coeficientes estequiométricos e parâmetros cinéticos incluídos no modelo “mantis”

Símbolo	Unidade	"default" do modelo "Mantis"
<b>Afluência ao reactor biológico</b>		
<i>Parâmetros estequiométricos</i>		
cv	gCQO/gSSV	2,2
fbod	-	0,66
fss	-	0,3
fnh	-	0,65
fxn	-	0,9
ivt	gSSV/gSST	0,6
<b>Reactor biológico</b>		
<i>Coeficientes estequiométricos</i>		
$Y_H$	gCQO/gCQO	0,67
$f_P$	gCQO/gCQO	0,08
$i_{XB}$	gN/gCQO	0,07
$i_{XP}$	gP/gCQO	0,02
$Y_A$	gCQO/gN	0,15
<i>Parâmetros cinéticos</i>		
$\mu_H$	1/dia	3,20
$k_H$	1/dia	2,81
$K_S$	gCQO/m <sup>3</sup>	5,00
$K_X$	gCQO/gCQO	0,15
$K_{OH}$	gO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	0,20
$\mu_A$	1/dia	0,75
$K_{NO}$	gN/m <sup>3</sup>	1

Símbolo	Unidade	"default" do modelo "Mantis"
$K_{NH}$	$gN/m^3$	0,05
$b_H$	1/dia	0,62
$b_A$	1/dia	0,04
$\eta_g$	-	1
$K_{OA}$	$gO_2/m^3$	0,2
$\eta_h$	-	0,37
$k_a$	$m^3/gCQO/dia$	0,016

Nas figuras seguintes apresentam-se os resultados obtidos na primeira etapa de calibração, quando aplicado o modelo de simulação dinâmica com os valores “default”. Observando as representações gráficas obtidas verifica-se que no que refere ao parâmetro CBO<sub>5</sub> e, sobretudo, ao parâmetro NKj, os valores modelados se afastam dos valores obtidos através das campanhas analíticas efectuadas ao efluente tratado. No entanto, para o parâmetro SST é possível observar a discrepância de valores apenas na fase inicial de simulação. O parâmetro CQO apresenta um razoável ajuste entre os resultados da simulação dinâmica e os valores medidos experimentalmente.

Adicionalmente apresentam-se, também, os resultados obtidos para a simulação efectuada com os dados de projecto como “inputs” do modelo. É possível observar que apesar da variação dos resultados ao longo do período temporal de simulação ser muito reduzida, encontram-se dentro da variação obtida por recurso aos dados da campanha analítica, à excepção do parâmetro CQO. Esta disparidade pode ter origem no valor de projecto ser consideravelmente superior (968 mg/L) à média dos valores efectivamente afluentes à ETAR de Fernão Ferro (observou-se um valor de 360 mg/L).



**Figura 6.8** – Resultados obtidos na 1ª etapa de calibração do modelo – Resultados da simulação dinâmica *versus* resultados da campanha analítica

A metodologia utilizada nas etapas subsequentes de calibração consistiu em fazer variar um único parâmetro de cada vez, admitindo como base os valores característicos do modelo ASM1, recomendados pela IAWQ (ver Quadro 5.6). Esta metodologia permite inferir quais os parâmetros que mais influenciam a dinâmica do modelo, no entanto, Petersen (2003) refere que o modelo ASM1 é particularmente sensível aos parâmetros  $Y_H$ ,  $Y_A$ ,  $\mu_H$ ,  $\mu_A$ ,  $b_H$ ,  $b_A$  e  $\eta_g$ . No quadro seguinte apresenta-se uma sistematização das etapas de calibração consideradas e os parâmetros que foram sucessivamente alterados em cada uma das calibrações efectuadas.

**Quadro 6.4** – Sistematização das etapas de calibração do modelo efectuadas

Símbolo	Descrição	Unidade	Calibração do modelo										
			1 <sup>a</sup>	2 <sup>a</sup>	3 <sup>a</sup>	4 <sup>a</sup>	5 <sup>a</sup>	6 <sup>a</sup>	7 <sup>a</sup>	8 <sup>a</sup>	9 <sup>a</sup>	10 <sup>a</sup>	11 <sup>a</sup>
Afluência ao reactor biológico													
Parâmetros estequiométricos													
icv	Rácio CQO <sub>x</sub> /SSV	gCQO/gSSV	2,2									1,9	1,9
fbod	Rácio CBO <sub>5</sub> /CBO <sub>u</sub>	-	0,66										
fss	Substrato solúvel/CBO <sub>u</sub>	-	0,3										
fnh	Rácio amónia/NKj	-	0,65		0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2	0,2
fxn	Rácio N <sub>org,part</sub> -/N <sub>org.Total</sub>	-	0,9										
ivt	Rácio SSV/SST	gSSV/gSST	0,6	0,9	0,9	0,9	0,9	0,9	0,9	0,9	0,9	0,9	0,9
Reactor biológico													
Coeficientes estequiométricos													
Y <sub>H</sub>	Rendimento celular da biomassa heterotrófica	gCQO/gCQO	0,67										

Símbolo	Descrição	Unidade	Calibração do modelo										
			1ª	2ª	3ª	4ª	5ª	6ª	7ª	8ª	9ª	10ª	11ª
$f_P$	Fracção da biomassa que origina produtos particulados	gCQO/gCQO	0,08										
$i_{XB}$	Massa de azoto/massa de CQO na biomassa	gN/gCQO	0,07										
$i_{XP}$	Massa de azoto/massa de CQO nos produtos da biomassa	gP/gCQO	0,02										
$Y_A$	Rendimento celular da biomassa autotrófica	gCQO/gN	0,15				0,24	0,24	0,24	0,24	0,24	0,24	0,24

*Parâmetros cinéticos*

$\mu_H$	Taxa máxima específica do crescimento da biomassa heterotrófica	1/dia	3,20			6	6	6	6	6	6	6	6
$k_h$	Taxa máxima específica de hidrólise	1/dia	2,81										
$K_S$	Coefficiente de meia-saturação para a biomassa heterotrófica	gCQO/m <sup>3</sup>	5,00										
$K_X$	Coefficiente de meia-saturação para a hidrólise de substrato	gCQO/gCQO	0,15										
$K_{OH}$	Coefficiente de meia-saturação em oxigénio para a biomassa heterotrófica	gO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	0,20										
$\mu_A$	Taxa máxima específica do crescimento da biomassa autotrófica	1/dia	0,75					0,3	0,3	0,3	0,3	0,3	0,3
$K_{NO}$	Coefficiente de meia-saturação em azoto para a biomassa heterotrófica	gN/m <sup>3</sup>	1										

Símbolo	Descrição	Unidade	Calibração do modelo										
			1ª	2ª	3ª	4ª	5ª	6ª	7ª	8ª	9ª	10ª	11ª
$K_{NH}$	Coeficiente de meia-saturação em azoto amoniacal para a biomassa autotrófica	$gN/m^3$	0,05										
$b_H$	Coeficiente de decaimento da biomassa heterotrófica	1/dia	0,62						0,2	0,1	0,1	0,1	0,1
$b_A$	Coeficiente de decaimento da biomassa autotrófica	1/dia	0,04								0,1	0,1	0,1
$\eta_g$	Factor de correcção de $\mu_H$ em condições anóxicas	-	1										0,8
$K_{OA}$	Coeficiente de meia-saturação em oxigénio para a biomassa autotrófica	$gO_2/m^3$	0,2										
$\eta_h$	Factor de correcção da hidrólise em condições anóxicas	-	0,37										
$k_a$	Taxa específica de amonificação	$m^3/gCQO/dia$	0,016										

A 1ª calibração foi efectuada com os valores "default" do modelo "Mantis"

No Anexo III é possível observar graficamente os resultados obtidos em cada uma das calibrações executadas. Das principais alterações verificadas no decorrer do processo de calibração importa salientar os seguintes aspectos, para cada uma das etapas:

- 2ª calibração: com base nos resultados experimentais constatou-se que a relação SSV/SST era de, aproximadamente, 0,9 e não 0,6 como estabelecido inicialmente. Com a diminuição do valor deste rácio verificou-se um ligeiro ajuste às medições de CQO. O ajuste da concentração do parâmetro MLSS com os resultados experimentais permitiu aferir a fiabilidade do modelo relativamente à alteração deste parâmetro;
- 3ª calibração: a diminuição do valor estabelecido para a relação amónia/azoto Kjeldahl conduziu a um ligeiro aumento dos valores de azoto. No entanto, mantêm-se claramente afastados das concentrações observadas no efluente final;
- 4ª calibração: com o aumento da taxa máxima específica do crescimento da biomassa heterotrófica ( $\mu_H$ ) observou-se um pequeno ajuste de valores de CQO no efluente final e de MLSS no reactor biológico;
- 5ª calibração: o ligeiro aumento do coeficiente rendimento celular da biomassa autotrófica ( $Y_A$ ) conduziu igualmente a um ligeiro ajuste da CQO;
- 6ª calibração: a diminuição da taxa máxima específica do crescimento da biomassa autotrófica ( $\mu_A$ ) permitiu um aumento significativo da concentração de NKj e, conseqüentemente, um melhor ajuste deste parâmetro;
- 7ª calibração: o decréscimo do coeficiente de decaimento da biomassa heterotrófica ( $b_H$ ) traduz-se num acréscimo da concentração de MLSS no reactor biológico e do NKj no efluente final, reflectindo-se, também, numa ligeira redução da CQO;
- 8ª calibração: consistiu em diminuir um pouco mais o valor do parâmetro cinético  $b_H$  alterado na calibração anterior. Esta diferença permitiu um melhor ajuste da concentração de NKj;
- 9ª calibração: o aumentando do coeficiente de decaimento da biomassa autotrófica ( $b_A$ ) possibilitou um ajustamento dos parâmetros NKj no efluente tratado e MLSS no reactor biológico. O facto dos resultados experimentais apresentarem elevados teores em azoto pode ser indicativo da ocorrência de “washout” do sistema de microrganismos autotróficos. Este fenómeno observa-se, normalmente, em sistemas com uma idade de lamas inferior a 8 dias, regime em que é operada a ETAR de Fernão Ferro;
- 10ª calibração: a diminuição do valor estabelecido para a relação  $CQO_X/SSV$  conduziu a uma ligeira subida do parâmetro  $CBO_5$  e a um ajuste dos parâmetros NKj e MLSS;



- 11ª calibração: a última alteração efectuada consistiu na diminuição do factor de correcção de  $\mu_H$  em condições anóxicas ( $\eta_g$ ) resultando num aumento visível da  $CBO_5$ , embora aquém do desejável e um ajustamento da concentração de MLSS no reactor e, consequentemente, um aumento da fiabilidade dos resultados do modelo.

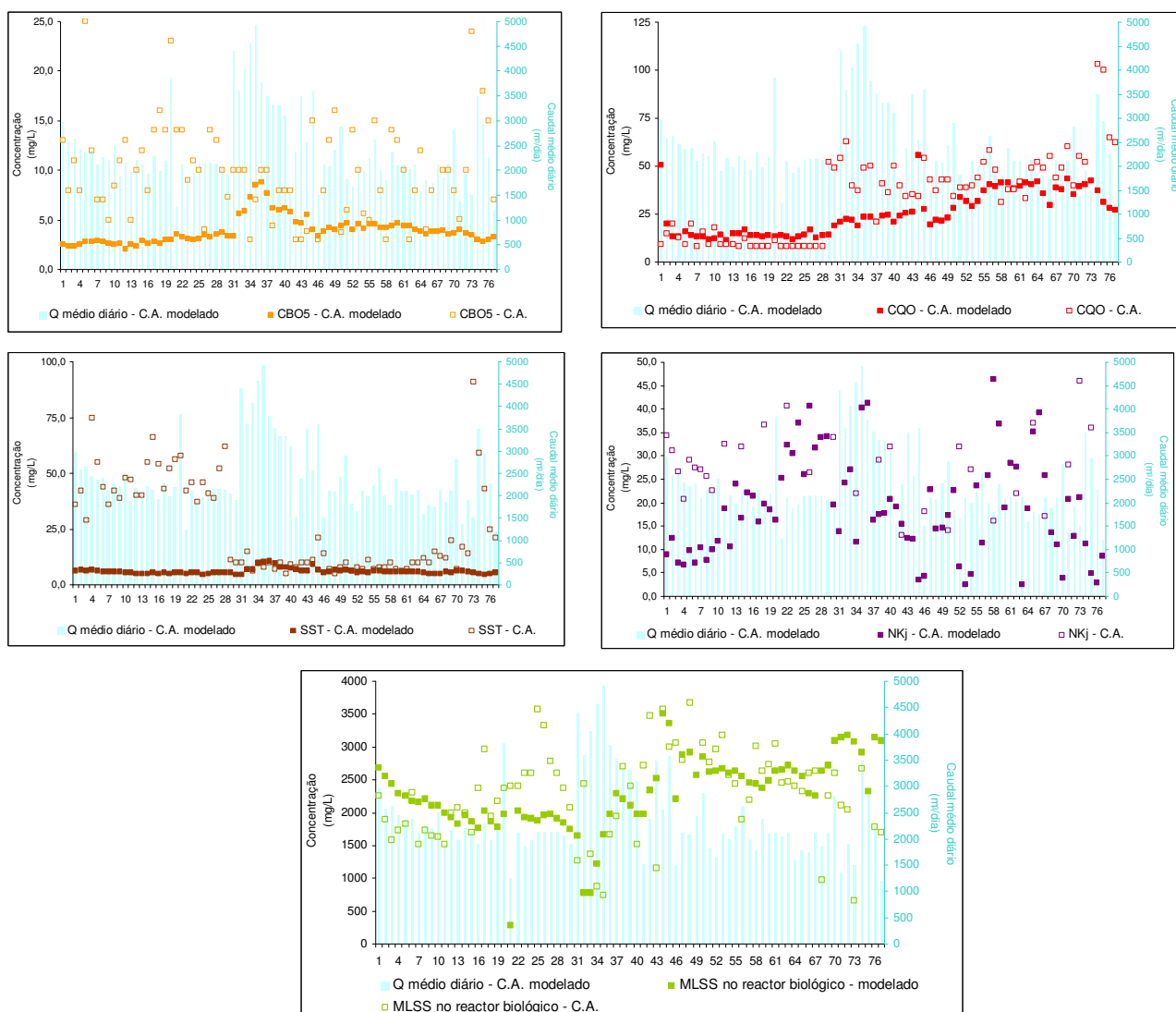
No Quadro 6.5 apresentam-se os valores finais resultantes da calibração do modelo, para os rácios estabelecidos entre os principais parâmetros que caracterizam a afluência à vala de oxidação, bem como para os coeficientes estequiométricos e parâmetros cinéticos que descrevem o comportamento do reactor biológico.

**Quadro 6.5** – Valores finais resultantes da calibração do modelo – relações entre os principais parâmetros físico-químicos, coeficientes estequiométricos e parâmetros cinéticos

Símbolo	Unidade	Valor
<b><i>Afluência ao reactor biológico</i></b>		
<i>Parâmetros estequiométricos</i>		
cv	gCQO/gSSV	1,9
fbod	-	0,66
fss	-	0,3
fnh	-	0,2
fxn	-	0,9
ivt	gSSV/gSST	0,9
<b><i>Reactor biológico</i></b>		
<i>Coeficientes estequiométricos</i>		
$Y_H$	gCQO/gCQO	0,67
$f_P$	gCQO/gCQO	0,08
$i_{XB}$	gN/gCQO	0,07
$i_{XP}$	gP/gCQO	0,02
$Y_A$	gCQO/gN	0,24
<i>Parâmetros cinéticos</i>		
$\mu_H$	1/dia	6
$k_h$	1/dia	2,81
$K_S$	gCQO/m <sup>3</sup>	5,00
$K_X$	gCQO/gCQO	0,15
$K_{OH}$	gO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	0,20
$\mu_A$	1/dia	0,3
$K_{NO}$	gN/m <sup>3</sup>	1
$K_{NH}$	gN/m <sup>3</sup>	0,05
$b_H$	1/dia	0,1
$b_A$	1/dia	0,1
$\eta_g$	-	0,8
$K_{OA}$	gO <sub>2</sub> /m <sup>3</sup>	0,2

Símbolo	Unidade	Valor
$\eta_h$	-	0,37
$k_a$	m <sup>3</sup> /gCQO/dia	0,016

Na Figura 6.9 apresenta-se uma representação gráfica dos resultados obtidos na última calibração efectuada. Relativamente ao parâmetro SST e CBO<sub>5</sub> é possível observar um afastamento relativamente aos resultados das campanhas analíticas durante os primeiros 30 dias de simulação. Após este período observa-se um melhor ajuste aos valores registados no efluente final, sobretudo no que refere ao parâmetro SST. No que concerne aos parâmetros CQO e NKj, a calibração efectuada revelou-se bastante satisfatória face aos resultados experimentais. A variação de concentração em MLSS no reactor biológico permite aferir a fiabilidade do modelo, na medida em que este parâmetro não foi utilizado como dado de entrada ou “input” do modelo.



**Figura 6.9** – Resultados obtidos na última etapa de calibração do modelo – Resultados da simulação dinâmica *versus* resultados da campanha analítica

Após calibração é conveniente efectuar a validação do modelo que consiste, basicamente, em comparar os resultados obtidos através da simulação dinâmica com resultados experimentais diferentes dos utilizados no processo de calibração, por forma a verificar se o modelo consegue prever o comportamento do tratamento biológico para condições diferentes das inicialmente consideradas. No entanto, a ausência de mais resultados experimentais para além dos já utilizados no processo de calibração do modelo, não permite que seja efectuada a sua validação. Nestas circunstâncias, e dado o carácter académico do presente estudo, admite-se que os resultados obtidos apesar de apresentarem algumas divergências face aos resultados analíticos observados, são contudo satisfatórios.

#### 6.4.4 Aplicação do modelo e apresentação dos resultados

No presente ponto apresenta-se um exercício de aplicabilidade do modelo, que pretende responder à seguinte questão: *“Os modelos de simulação dinâmica podem ser utilizados na fase de dimensionamento de uma ETAR para antever a resposta dinâmica dos sistemas biológicos a perturbações diversas, permitindo, na fase de projecto, a implementação de estratégias que garantam, na fase de exploração, um maior e melhor desempenho dos processos biológicos?”*.

Para responder à questão formulada foi efectuada uma avaliação do desempenho do comportamento do tratamento biológico implementado na ETAR de Fernão Ferro, submetendo o sistema a condições de afluência adversas, nomeadamente, através da simulação do efeito da recepção e trasfega do conteúdo de fossas sépticas.

De acordo com a visita efectuada às instalações de tratamento e com base na informação disponível, na zona de tratamento preliminar da ETAR está instalada uma estação compacta de recepção e pré-tratamento de lamas de fossas sépticas com uma capacidade de  $80 \text{ m}^3/\text{h}$ . Sempre que for necessária a recepção de um limpa fossas, este é directamente ligado ao equipamento através de um racord de ligação rápida. Os resíduos sólidos retidos pelo sistema são transportados e compactados por recurso a um parafuso compactador integrado e encaminhados para um contentor dedicado. A fase líquida é conduzida para um tanque de armazenamento e equalização de lamas com um volume útil de  $55 \text{ m}^3$ . A partir deste tanque, será feita a alimentação gradual ao esquema de tratamento, de modo a diluir este tipo de lama, através de 1(+1) bombas centrífugas submersíveis com impulsor tipo triturador. Foi definido, na fase de dimensionamento da ETAR, um caudal uniformemente distribuído ao longo do período diário de menor afluência de águas residuais, de  $5 \text{ m}^3/\text{h}$ , no sentido de minimizar o impacto no funcionamento da ETAR.

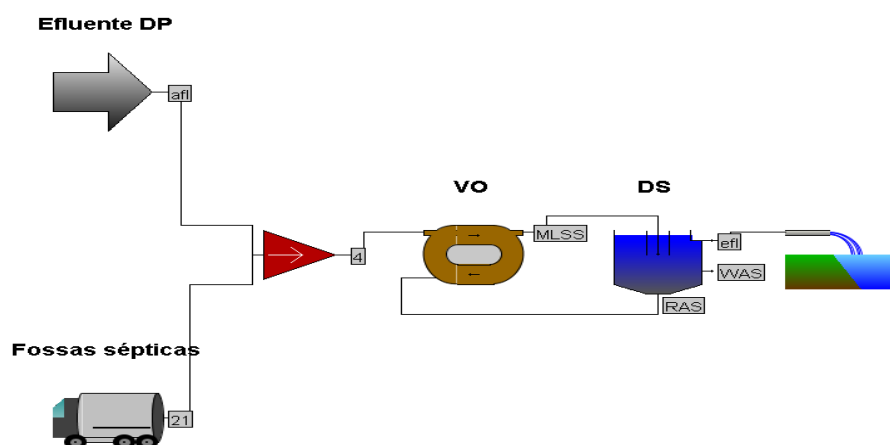
Uma vez que a ETAR de Fernão Ferro nunca recebeu e tratou o conteúdo de limpa-fossas e não sendo possível caracterizar este tipo de afluência futura através de uma campanha analítica dedicada, recorreu-se à bibliografia por forma a estimar as possíveis cargas afluentes à infra-estrutura de tratamento. Assim, de acordo com Crites and Tchobanoglous (1998) as características físico-químicas das lamas de fossas sépticas de efluentes tipicamente domésticos são as apresentadas no quadro seguinte.

**Quadro 6.6** – Valores característicos das lamas de fossas sépticas (adaptado de Crites and Tchobanoglous, 1998)

Parâmetro	Concentração (mg/L) <sup>a</sup>		
	U.S. refere	EPA refere	Sugestão da EPA para dimensionamento
CBO <sub>5</sub>	6480	5000	7000
CQO	31900	42850	15000
ST	34106	38800	40000
SVT	23100	25260	25000
SST	12862	13000	15000
SSV	19027	8720	10000
NK <sub>j</sub>	588	677	700
N-NH <sub>3</sub>	97	157	150
P <sub>Total</sub>	210	253	250
Alcalinidade	970	-	1000
O&G	5600	9090	8000
pH	1,5-12,6	6,9	6,0
Detergentes	110-200	157	150

<sup>a</sup> excepto para o parâmetro pH

Para a simulação do evento em análise, foram criados novos cenários de afluência à ETAR, no modelo já calibrado, através da inclusão de um novo objecto que representa a afluência de fossas sépticas ao sistema, resultando no “*layout*” que se apresenta na figura seguinte.

**Figura 6.10** – Diagrama linear da etapa de tratamento biológico da ETAR de Fernão Ferro – Afluência do conteúdo de fossas sépticas

Para além do cenário de afluência preconizado em fase de dimensionamento da ETAR (cenário 4), foram definidos, adicionalmente, três cenários diferentes:

- cenário 1 – cenário de referência. Corresponde à simulação dinâmica para as condições normais de afluência de água residual urbana à ETAR;
- cenário 2 – corresponde à simulação dinâmica para as condições normais de afluência de água residual urbana, considerando a recepção adicional do conteúdo de limpa-fossas ( $60 \text{ m}^3$ ) no período de menor afluência de cargas à ETAR (4h);
- cenário 3 – corresponde à simulação dinâmica para as condições normais de afluência de água residual urbana, considerando a recepção adicional do conteúdo de limpa-fossas ( $60 \text{ m}^3$ ), no período da manhã onde ocorre a maior afluência de cargas à ETAR (8h);
- cenário 4 – cenário definido em projecto. Corresponde à simulação dinâmica em condições normais de afluência de água residual urbana, considerando a recepção adicional do conteúdo de limpa-fossas, correspondente a um caudal de  $5 \text{ m}^3/\text{h}$ , uniformemente distribuído ao longo do período de menor afluência de cargas à ETAR.

Para cada um dos cenários preconizados foram efectuadas simulações para três períodos temporais diferentes, ou seja, preconizou-se a simulação da descarga de fossas sépticas em (1) 24h; (2) 166h – 5 dias/semana (considerando-se que no fim-de-semana não ocorrem descargas de limpa-fossas); (3) 336h – 10 dias em 2 semanas (considerando-se, novamente, que nos fins-de-semana não se efectivam descargas de limpa-fossas).

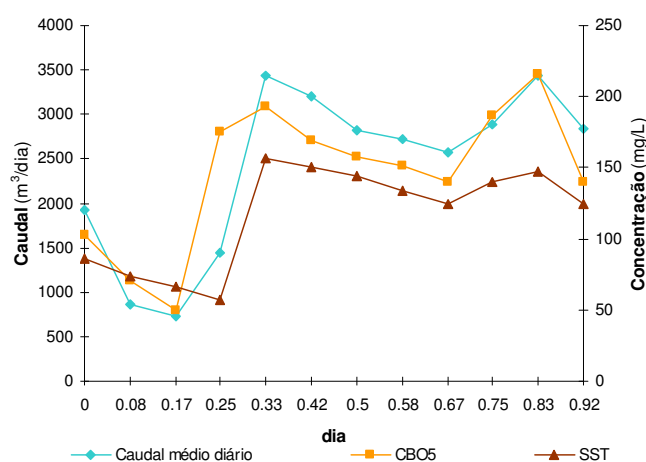
A discriminação da distribuição de concentrações afluentes à ETAR ao longo de um período de 24h foi efectuada com base no fraccionamento definido por Metcalf & Eddy (2003), para o caudal médio diário e para os parâmetros  $\text{CBO}_5$ , CQO, SST e  $\text{NKj}$ , de acordo com as percentagens apresentadas no quadro seguinte.

**Quadro 6.7** – Percentagens atribuídas no fraccionamento do caudal e cargas afluentes à ETAR para um período de 24h

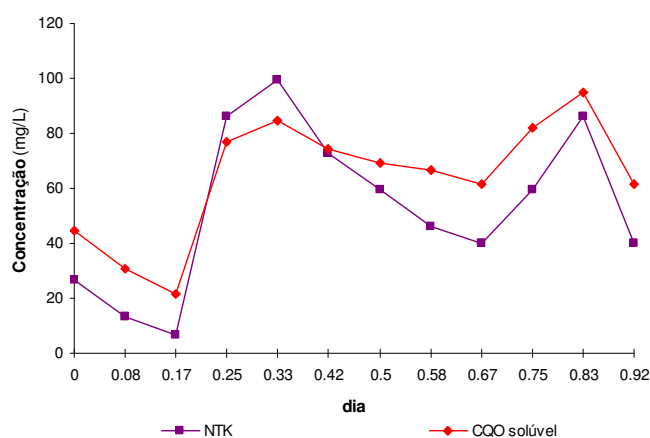
Dias	Horas	Caudal ( $\text{m}^3/\text{dia}$ )	$\text{CBO}_5$ (mg/L)	CQO (mg/L)	SST (mg/L)	$\text{NKj}$ (mg/L)
0	0	80%	70%	70%	74%	50%
0.08	2	36%	48%	48%	63%	25%
0.17	4	30%	34%	34%	57%	13%
0.25	6	60%	120%	120%	49%	163%
0.33	8	143%	132%	132%	134%	188%
0.42	10	133%	116%	116%	129%	138%

Dias	Horas	Caudal (m <sup>3</sup> /dia)	CBO <sub>5</sub> (mg/L)	CQO (mg/L)	SST (mg/L)	NKj (mg/L)
0.5	12	117%	108%	108%	123%	113%
0.58	14	113%	104%	104%	114%	88%
0.67	16	107%	96%	96%	106%	75%
0.75	18	120%	128%	128%	120%	113%
0.83	20	143%	148%	148%	126%	163%
0.92	22	118%	96%	96%	106%	75%

A aplicação destas percentagens aos valores médios obtidos para os dados de entrada no programa, apresentados anteriormente no Anexo II, resultou na seguinte distribuição de afluência à ETAR, para o caudal médio diário e concentrações dos parâmetros CBO<sub>5</sub>, SST, CQO solúvel e NKj (Figura 6.11 e Figura 6.12).



**Figura 6.11** – Fraccionamento do caudal médio diário e da concentração dos parâmetros CBO<sub>5</sub> e SST ao longo de um período de 24h



**Figura 6.12** – Fraccionamento da concentração dos parâmetros CQO solúvel e NKj ao longo de um período de 24h

Por outro lado, por forma a avaliar a capacidade de tratamento da ETAR de Fernão Ferro, para as actuais condições de afluência, foi efectuada uma análise que consistiu na simulação do comportamento do rector biológico face à chegada de diferentes gamas de caudais provenientes de fossas sépticas, para condições médias de afluência. Esta análise foi efectuada para um período temporal de descargas diárias de 77 dias, admitindo-se os seguintes cenários:

- cenário A – cenário de referência. Corresponde à simulação dinâmica considerando a afluência normal de água residual urbana à ETAR;
- cenário B – corresponde à simulação dinâmica considerando a afluência adicional de 20 m<sup>3</sup> de descargas de limpa-fossas;
- cenário C – corresponde à simulação dinâmica considerando a afluência adicional de 30 m<sup>3</sup> de descargas de limpa-fossas;
- cenário D – corresponde à simulação dinâmica considerando a afluência adicional de 35 m<sup>3</sup> de descargas de limpa-fossas;
- cenário E – corresponde à simulação dinâmica considerando a afluência adicional de 40 m<sup>3</sup> de descargas de limpa-fossas.

A representação gráfica dos resultados obtidos para os diversos cenários adoptados é apresentada no Anexo IV (Figura IV.1 à Figura IV.25).

#### 6.4.5 Discussão dos resultados obtidos

Apesar das limitações mencionadas na fase de calibração, foi possível utilizar com relativo sucesso o modelo GPS-X para a simulação do comportamento do tratamento biológico implementado na ETAR de Fernão Ferro.

Da análise dos resultados obtidos, e contrariamente ao expectável em fase de dimensionamento da ETAR de Fernão Ferro, a alimentação do rector biológico com efluentes de limpa-fossas a um caudal uniformemente distribuído ao longo do período diário de menor afluência de águas residuais urbanas à instalação de tratamento, não resulta, aparentemente, na melhor opção em termos de exploração e gestão da infra-estrutura de tratamento. De acordo com os resultados obtidos na simulação dinâmica efectuada em 24h, constata-se que o rector biológico consegue reagir melhor a choques instantâneos de cargas afluentes, comparativamente a descargas faseadas ao longo do dia.

De facto, como se pode observar nas Figuras IV.1, IV.2 e IV.3 os resultados obtidos relativos aos parâmetros CBO<sub>5</sub>, CQO e SST associadas ao cenário 4 apresentam valores de concentração no efluente final tratado superiores aos resultados observados nos restantes cenários. No que refere ao parâmetro NKj esta tendência inverte-se, sendo o cenário 2 o que apresenta valores ligeiramente mais elevados (Figura IV.4). Face a estes resultados, como seria de esperar, no cenário 4 a concentração de matéria em suspensão (MLSS) no rector biológico é claramente superior, sendo a concentração de O<sub>2</sub> consequentemente inferior, como se pode observar nas Figuras IV.5 e IV.6.

No que refere à análise efectuada para 7 dias de simulação dinâmica (Figuras IV.7 a IV.12), os resultados obtidos vêm confirmar a tendência observada na análise efectuada para o período de simulação de 24h. Esta análise permite, adicionalmente, inferir conclusões relativamente à capacidade de recuperação do sistema e da sua adaptabilidade a condições de afluência adversas.

A Figura IV.8 relativa ao parâmetro CQO demonstra que a situação de incumprimento dos objectivos de qualidade da ETAR se encontra limitada a um período de 2 dias (foram observados valores superiores aos limites impostos a partir do início do 2.º dia até ao final do 3.º dia de simulação das descargas directas no reactor biológico), sendo este o período observado de adaptação do sistema às novas condições de afluência diária. Observando a Figura IV.11, no cenário 4 a concentração de MLSS no reactor biológico destaca-se comparativamente aos restantes cenários (é bastante mais elevada), o que potencia a obtenção de valores de concentração de O<sub>2</sub> inferiores (Figura IV.12).

No que refere à comparação entre os cenários 2 e 3 os valores obtidos mostram que o reactor biológico consegue recuperar mais rapidamente quando a descarga de efluentes provenientes de fossas sépticas é efectuada no período de menor afluência de cargas à ETAR, ou seja, para as condições observadas no cenário 2. As Figuras IV.7, IV.8 e IV.9, relativas à concentração dos parâmetros CBO<sub>5</sub>, CQO e SST, respectivamente, corroboram esta tendência.

Por outro lado, da análise efectuada para um período de simulação de 14 dias (Figuras IV.13 a IV.18) constata-se, igualmente, a capacidade do tratamento biológico fazer face a descargas associadas a efluentes caracterizados por cargas elevadas, ao longo de vários dias. No entanto, como se pode observar na Figura IV.14, a concentração de CQO, apesar de aumentar a partir do dia 7, dia em que se retomam as descargas dos limpa-fossas após dois dias de interrupção, tende a manter-se constante ao longo dos dias subsequentes.

Este aspecto decorre da capacidade de adaptação dos microrganismos quando sujeitos a variações qualitativas e quantitativas de água residual afluente. No entanto, os valores de NKj tendem a aumentar consideravelmente ao longo do tempo, como se pode verificar na Figura IV.16.

De acordo com os resultados obtidos para a última análise efectuada, nomeadamente, no que refere à capacidade de tratamento da ETAR de Fernão Ferro para as actuais condições de afluência, isto é, considerando apenas uma vala de oxidação em pleno funcionamento, conclui-se que o tratamento biológico instalado tem capacidade para receber até a um máximo de 35 m<sup>3</sup>/dia de efluentes de fossas sépticas. Observando as Figuras IV.20, IV.21 e IV.22, constata-se que o cenário E (que considera a recepção e trasfega de 40 m<sup>3</sup> de efluentes de limpa-fossas) apresenta valores à saída que incorrem no incumprimento dos objectivos de descarga da ETAR.

Importa igualmente referir que, relativamente ao parâmetro NKj (Figura IV.23), a variabilidade de resultados obtidos deve-se sobretudo à opção tomada na 9.ª etapa de calibração do modelo, de aumentar o coeficiente de decaimento da biomassa autotrófica, reflectindo-se na simulação a ocorrência de “washout” do sistema de microrganismos autotróficos.



No que refere à simulação do comportamento do tratamento biológico da ETAR de Fernão Ferro, e apesar dos pressupostos adoptados, decorre dos resultados obtidos que foi possível ajustar satisfatoriamente os resultados do modelo aos valores obtidos através das campanhas analíticas efectuadas. A calibração efectuada revelou que os parâmetros  $Y_H$ ,  $Y_A$ ,  $\mu_H$ ,  $\mu_A$ ,  $b_H$ ,  $b_A$  e  $\eta_g$  eram os que mais influenciavam os resultados da modelação. Salienta-se, que o eventual recurso a testes de respirometria poderia ser uma mais valia para aferir, com mais rigor, os valores admitidos para alguns destes parâmetros, como referido na bibliografia.

Salienta-se a necessidade de validação da calibração efectuada por recurso a resultados experimentais diferentes dos valores utilizados aquando da calibração do modelo, por forma a verificar se o modelo permite antever efectivamente o comportamento do reactor biológico para condições diferentes das inicialmente consideradas.



# CONSIDERAÇÕES FINAIS

---





## 7 Considerações finais

De acordo com a revisão bibliográfica efectuada a simulação dinâmica apresenta-se como uma ferramenta de importância crescente no apoio ao dimensionamento de ETAR, na fase de projecto, e posteriormente, numa fase de exploração e gestão de infra-estruturas existentes.

Os modelos matemáticos podem ser utilizados para simular a resposta dinâmica dos sistemas biológicos a perturbações diversas. Nestas circunstâncias, a pesquisa efectuada para simulação do desempenho do comportamento do tratamento biológico implementado na ETAR de Fernão Ferro, consistiu em submeter o sistema a diferentes condições de afluência (quantitativas e qualitativas), nomeadamente, através da simulação do efeito da recepção e tratamento de efluentes provenientes da limpeza de fossas sépticas.

Os cenários de afluência preconizados permitiram concluir que, contrariamente ao que seria expectável, a simulação dinâmica do comportamento do reactor biológico, considerando a recepção e tratamento adicional do conteúdo de limpa-fossas, a um caudal de  $5 \text{ m}^3/\text{h}$  uniformemente distribuído ao longo do período de menor afluência de cargas à ETAR, não constitui a melhor opção em termos de exploração e gestão da infra-estrutura de tratamento. A descarga instantânea deste tipo de efluentes, no período de menor afluência de cargas à ETAR, revelou-se como a opção mais favorável, no sentido em que permite minimizar o impacto desta ocorrência no funcionamento do reactor biológico.

Os resultados permitiram, igualmente, inferir conclusões relativamente à capacidade de recuperação do sistema e da sua adaptabilidade a este tipo de afluências. De facto, ao final do 3.º dia de recepção diária de efluentes de fossas sépticas, a estabilidade dos processos biológicos de tratamento aumenta e, consequentemente, a qualidade do efluente final tratado.

Por outro lado, os resultados obtidos permitiram concluir que, actualmente, com apenas uma vala de oxidação em pleno funcionamento, a ETAR de Fernão Ferro tem capacidade para tratar diariamente um caudal de, aproximadamente,  $35 \text{ m}^3$  de efluentes provenientes dos limpa-fossas.

O trabalho desenvolvido pretendeu contribuir, de uma forma abrangente, para avaliar o potencial associado a este tipo de abordagem e as mais valias inerentes à sua aplicação numa perspectiva de, numa fase inicial de dimensionamento das ETAR, permitir à equipa projectista, a definição prévia de um conjunto de estratégias de controlo e exploração, com o objectivo de garantir, à partida, uma maior optimização dos processos biológicos de tratamento a implementar.

De acordo com os resultados obtidos, considera-se que a modelação matemática de processos de tratamento de águas residuais, sendo um instrumento mundialmente aceite na prática de engenharia e amplamente utilizado por empresas de consultoria e entidades reguladoras, tem um grande potencial de aplicação em Portugal, sobretudo no âmbito da reabilitação, beneficiação e expansão de instalações existentes.

Face aos resultados obtidos, conclui-se que os modelos de simulação dinâmica podem e devem ser utilizados na fase de dimensionamento de uma ETAR para antever a resposta dinâmica dos sistemas biológicos a perturbações diversas, permitindo, na fase de projecto, a implementação de estratégias que garantam, na fase de exploração, um maior e melhor desempenho dos processos biológicos.

# SUGESTÕES PARA INVESTIGAÇÃO FUTURA

---







## 8 Sugestões para investigação futura

Relativamente a trabalhos futuros, considera-se que será interessante retomar o trabalho realizado, dando continuidade à simulação de diferentes cenários de afluência do conteúdo de limpa-fossas ou outras condições adversas que condicionam o comportamento do tratamento biológico em ETAR.

Por outro lado, dever-se-á alargar a análise a outros processos de tratamento, para além das operações unitárias mais comumente estudadas, como os reactores biológicos e a decantação. Nestas circunstâncias, seria interessante, calibrar e validar modelos de simulação dinâmica para um conjunto de processos unitários ainda pouco definidos, com base em inúmeras campanhas de caracterização físico-química por recurso a um trabalho de campo exaustivo.

Ainda na sequência do tema desenvolvido, outro tópico de interesse passa pela caracterização da qualidade dos efluentes provenientes de fossas sépticas (nomeadamente em termos de CBO<sub>5</sub>, CQO e SST) em vários pontos do país.

Outra alternativa de investigação futura pode basear-se na investigação e simulação de alterações às condições de exploração adoptadas, por forma a otimizar o desempenho futuro de ETAR que recebem e tratam efluentes de fossas-sépticas.



# REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

---





## 9 Referências bibliográficas

AFONSO, P., MONTEIRO, P., CUNHA, M., (2004), *Dimensionamento otimizado robusto de sistemas de lamas activadas para a remoção do azoto*, in 7.º Congresso da Água, 8-12 de Março, LNEC, Lisboa, Portugal, APRH – Associação Portuguesa dos Recursos Hídricos

AGATHOS, S. and REINEKE, W., (2003), *Biotechnology for the Environment: Wastewater Treatment and Modelling, Waste Gas Handling*, Kluwer Academic Publishers, Netherlands, pp. 101-186

ANDRYSZAK B., DOLD, P., HERMANOWICZ, S., HSU, M., KOOPMAN, B., MINES, R., NEETHLING, J.B., RANDALL, C., REARDON, R., REDDY, K., REDDY M., SADICK, T., WILSON, T., (1998), *Biological and Chemical Systems for Nutrient Removal*, a special publication prepared by the Task Force on biological and chemical systems for Nutrient Removal, in Water Environment Federation

ATV, (1991), *Bemessung von einstufigen Belebungsanlagen ab 5000 Einwohnerwerten*, Arbeitsblatt A131, ATV, St. Augustin, BRD

BAEZA, J., GABRIEL, D., LAFUENTE, J., (1999), *An expert supervisory system for a pilot WWTP*, in Environmental Modelling and Software 14, pp. 383 – 390

BATSTONE, D., (2006), *Mathematical Modelling of Anaerobic Reactors Treating Domestic Wastewater: Rational Criteria for Model Use*, in Reviews in Environmental Science and Biotechnology, Vol. 5, N.º 1

BENEDETTI, L., BIXIO, D. AND VANROLLEGHEM, P., (2005), *Assessment of WWTP design and upgrade options: balancing costs and risks of standards' exceedance*, in 10th International Conference on Urban Drainage, Copenhagen, Denmark

BURICA, O., VODOPIVEC, R. and STRAZAR, M., (1994), *Upgrading of a two-stage treatment plant for nitrogen elimination*, in Water Science and Technology, Vol. 29, N.º 12, pp. 283 – 289

BUTLER, M., WANG, Y.Y., CARTMELL, E., STEPHENSON, T., (2009), *Nitrous oxide emissions for early warning of biological nitrification failure in activated sludge*, in WATER RESEARCH, Vol. 43, N.º 5, pp. 1265 -1272

BUTLER, D. and SCHÜTZE M., (2005), *Integrating simulation models with a view to optimal control of urban wastewater systems*, in Environmental Modelling and Software, pp. 415 – 426

COMAS, J., RODRÍGUEZ-RODA, I., GERNAEY, K.V., ROSEN, C., JEPSSON, U., POCH, M., (2008), *Risk assessment modelling of microbiology-related solids separation problems in activated sludge systems*, in Environmental Modelling & Software, Vol. 23, N.º 10/11, pp. 1250 -1261

COPP, J. and MURPHY, K., (1995), *Estimation of the active nitrifying biomass in activated sludge*, in Water Research, Vol. 29, N.º 8, pp. 1855 -1862

COPP, J., SPANJERS, H. AND VANROLLEGHEM, P., (2002), *Respirometry in Control of the Activated Sludge Process: Benchmarking Control Strategies*, Scientific and Technical Report No. 11, pp. 160, IWA

CRITES, R. and TCHOBANOGLOUS, G., (1998), *Small and Decentralized Wastewater Management Systems*, McGraw-Hill Series in Water Resources and Environmental Engineering

DAVID, R. and VANDE, A., VASEL, J.-L., QUEINNEC, I., (2009), *Robust Control of the Activated Sludge Process*, in American Institute of Chemical Engineers Biotechnol, Vol. 25, n.º 3, pp. 701–708

DAVID, R., VASEL, J.-L., VANDEWOUWER, A., (2009), *Settler dynamic modeling and MATLAB simulation of the activated sludge process*, in Chemical Engineering Journal, Vol. 146, N.º 2, pp. 174 - 183

DELWICHE, C., (1981), *The nitrogen cycle and nitrous oxide, in Denitrification, nitrification and atmospheric nitrous oxide*, Wiley-Interscience, pp. 1 - 15

DIZDAROGLU-RISVANOGLU, G., KARAHAN, O., COKGOR, E., ORHON, D., LOOSDRECHT, M., (2007), *Substrate storage concepts in modeling activated sludge systems for tannery wastewaters*, in Journal of Environmental Science & Health, Part A: Toxic/Hazardous Substances & Environmental Engineering, Vol. 42, N.º 14, pp. 2159 – 2166

DOUTOR, J., (2008), *Tecnologia Nereda<sup>TM</sup> aplicada à ETAR de Frielas*, Tese de Mestrado em Engenharia do Ambiente – Perfil Sanitária, Departamento de Ciências e Engenharia do Ambiente, Universidade Nova de Lisboa, Faculdade de Ciências e Tecnologia, Lisboa

EKAMA, G. AND WENTZEL, M., (1999), *Denitrification kinetics in biological N and P removal activated sludge systems treating municipal wastewaters*, in Water Science and Technology, Vol. 39, N.º 6, pp. 69 – 77

EKAMA, G., (2009), *Using bioprocess stoichiometry to build a plant-wide mass balance based steady-state WWTP model*, in Water Research, Vol. 43, N.º 8, pp. 2101 - 2120

ERBE, V., RISHOLT, L.P., SCHILLING, W., LONDONG, J., (2002), *Integrated modelling for analysis and optimisation of wastewater systems – the Odenthal case*, in Urban Water, Vol. 4, N.º 1, pp. 63 - 71

ESPÍRITO-SANTO, I., FERNANDES, E., ARAÚJO e M., FERREIRA, E., (2005), *Biological Process Optimal Design in a Wastewater Treatment Plant*, in 6th World Congress of Structural and Multidisciplinary Optimization, Rio de Janeiro (<http://hdl.handle.net/1822/4655>)

- EWA, L., (2005), *Application of Image Analysis Techniques in Activated Sludge Wastewater Treatment Processes*, in Biotechnology Letters, Vol. 27, N.º 19
- FERREIRA, E. S., (2000), *Cinética química e fundamentos dos processos de nitrificação e denitrificação biológica*, XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, ABES – Associação Brasileira de Engenharia Sanitária e Ambiental, Porto Alegre, Rio Grande do Sul
- FERREIRA, F., (2006), *Modelação e Gestão Integrada de Sistemas de Águas Residuais*, Tese de Doutoramento, Instituto Superior Técnico, Universidade Nova de Lisboa, Lisboa
- FIKAR, M., CHACHUAT, B., LATIFI, M.A., (2005), *Optimal operation of alternating activated sludge processes*, in Control Engineering Practice, Vol. 13, N.º 7, pp. 853 - 861
- GABALDÓN, C., FERRER, J., SECO, A., MARZAL, P., (1998), *A software for the integrated design of wastewater treatment plants*, in Environmental Modelling and Software
- GALLOWAY, J., (1998), *The global nitrogen cycle: changes and consequences*, in Environmental Pollution, Vol. 102, pp. 15-24
- GERNAEY, K., LOOSDRECHT, M., HENZE, M., LIND, M., JØRGENSEN, S., (2004), *Activated sludge wastewater treatment plant modelling and simulation: state of the art*, in Environmental Modelling and Software, Vol. 19, pp. 763 – 783
- GRADY, Jr., DAIGGER, T., LIM, H., (1999), *Biological Wastewater Treatment*, Second Edition, Revised and Expanded, Marcel Dekker Inc., New York
- GRAU, P., GRACIA, M., VANROLLEGHEM, P.A., AYESA, E., (2007), *A new plant-wide modelling methodology for WWTPs*, in Water Research, Vol. 41, N.º 19
- GRAU, P., BELTRÁN, S., DE GRACIA, M., AYESA, E., (2007), *New mathematical procedure for the automatic estimation of influent characteristics in WWTPs*, in Water Science and Technology, Vol. 56, N.º 8, pp. 95 – 106
- HAANDEL, M., HAANDEL, A., KATO, M., CAVALCANTI, P., FLORÊNCIO, L., (2006), *Anaerobic reactor design concepts for the treatment of domestic wastewater*, in Environmental Science and Bio/Technology, Vol. 5, pp. 21 – 38
- HANNON, B. and RUTH, M., (1997), *Modeling Dynamic Biological Systems*, Springer – Verlag New York, Inc.
- HENZE, M., GRADY, C., GUJER, W., MARAIS, G. and MATSUO, T., (1987), *Activated sludge model No. 1*, IWAQ Scientific and Technical Report No. 1, London

HENZE, M., GUJER, W., MINO, T. AND LOOSDRECHT, M., (2000), *Activated sludge models ASM1, ASM2, ASM2d AND ASM3, Mathematical modelling for design and operation of biological wastewater treatment*, in Scientific and Technical Report series, IWA

HENZE, M., HARREMOES, P., JANSEN, J., ARVIN, E., (2002), *Wastewater treatment: Biological and chemical processes*, in Environmental Engineering, Springer-Verlag, Heidelberg

HENZE, M., (2005), *Environmental Biotechnology. Concepts and Applications*, Edited by H.J. Jordening and J. Winter, Wiley-VCH Verlag GmbH and Co. KGaA, Weinheim, Cap. 4, Modeling of Aerobic Wastewater Treatment Processes, pp. 121 – 134

HOLENDA, B., DOMOKOS, E., RÉDEY, Á., FAZAKAS, J., (2008), *Dissolved oxygen control of the activated sludge wastewater treatment process using model predictive control*, in Computers and Chemical Engineering, Vol. 32, N.º 6, pp. 1270 – 1278

HULSBEEK, J., KRUIT, J., ROELEVELD, P.J., VAN LOOSDRECHT, M.C.M., (2002), *A practical protocol for dynamic modelling of activated sludge systems*, in Water Science and Technology, Vol. 45, N.º 6, pp. 127 – 136

HVALA, N., VRECKO, D., BURICA, O., STRAZAR, M., LEVSTEK, M., (2002), *Simulation study supporting wastewater treatment plant Upgrading*, in Water Science and Technology, Vol. 46, N.º 4–5, pp. 325 – 332

IACOPOZZI, I., INNOCENTI, V., MARSILI-LIBELLI, S., GIUSTI, E., (2007), *A modified Activated Sludge Model No. 3 (ASM3) with two-step nitrification-denitrification*, in Environmental Modelling and Software, Vol. 22, N.º 6, pp. 847 – 861

INSEL, G., GÜL, Ö., ORHON, D., VANROLLEGHEM, P.A., HENZE, M., (2002), *Important limitations in the modeling of activated sludge: biased calibration of the hydrolysis process*, in Water Science and Technology, Vol. 45, N.º 12, pp. 23 – 36

JAMWAL, P., MITTAL, A., MOUCHEL, J.-M., (2009), *Efficiency evaluation of sewage treatment plants with different technologies in Delhi (India)*, in Environmental Monitoring and Assessment, Vol. 153, N.º 1-4, pp. 293 – 305

JARDIN, N., (2006), *Urban wastewater treatment in Europe: from operational problems to plant design*, in Management of Environmental Quality, Vol. 17, N.º 6

JEPPSSON U., (1996), *Modelling aspects of wastewater treatment processes*, Ph.D. thesis: Department of Industrial Electrical Engineering and Automation, Lund Institute of Technology, Sweden, pp. 428



- KIM, H., NOH, S., COLOSIMO, M., (2009), *Modeling a bench-scale alternating aerobic/anoxic activated sludge system for nitrogen removal using a modified ASM1*, in Journal of Environmental Science & Health, Part A: Toxic/Hazardous Substances and Environmental Engineering, Vol. 44, N.º 8, pp. 744 – 751
- KOLMETZ, K., DUNN, S., SOM, A., CHEAH, P.S., MUSTAFFA, Z., (2003), *Benchmarking waste water treatment systems*, International Conference on Chemical and Bioprocess Engineering, School of Engineering and Information, Technology University Malaysia Sabah, 27-29 Agosto
- KOVÁCS, R., MIHÁLTZ, P., CSIKOR, ZS., (2007), *Kinetics of autothermal thermophilic aerobic digestion - application and extension of Activated Sludge Model N° 1 at thermophilic temperatures*, in Water Science and Technology, Vol. 56, N.º 9, pp. 137 – 145
- LA MOTTA, E., MCCORQUODALE, J., ROJAS, J., (2007), *Using the Kinetics of Biological Flocculation and the Limiting Flux Theory for the Preliminary Design of Activated Sludge Systems. I: Model Development*, in Journal of Environmental Engineering, Vol. 133, N.º 1, pp. 104 – 110
- LA MOTTA, E., ROJAS, J., MCCORQUODALE, J., (2007), *Using the Kinetics of Biological Flocculation and the Limiting Flux Theory for the Preliminary Design of Activated Sludge Systems. II: Experimental Verification*, in Journal of Environmental Engineering, Vol. 133, N.º 1, pp. 111 – 116
- LESAGE, N., SPÉRANDIO, M., LAFFORGUE, C., COCKX, A., (2003), *Calibration and Application of a 1-D Model for Oxidation Ditches*, in Chemical Engineering Research and Design, Vol. 81, N.º 9, pp. 1259 – 1264
- LESSARD, P., TUSSEAU-VUILLEMIN, M.-H., DUIT, A., LAGARDE, F., (2007), *Assessing chemical oxygen demand and nitrogen conversions in a multi-stage activated sludge plant with alternating aeration*, in Journal of Chemical Technology and Biotechnology, Vol. 82, N.º 4, pp. 367 – 375
- MA, Y., PENG, Y., WANG, S., YUAN, Z., WANG, X., (2009), *Achieving nitrogen removal via nitrite in a pilot-scale continuous pre-denitrification plant*, in Water Research, Vol. 43, N.º 3, pp. 563 – 572
- MADIGAN, M., MARTINKO, J., PARKER, J., (1997), Brock biology of microorganisms, 8.ª edição, N.º 15 -17, pp. 606 – 768, Prentice-Hall, New Jersey
- MAKINIA, J. and WELLS S., (2000), *A general model of the activated sludge reactor with dispersive flow — I. model development and parameter estimation*, in Water Research, Vol. 34, N.º 16, pp. 3987 – 3996
- MAKINIA, J., SWINARSKI, M. and DOBIEGALA, E., (2002), *Experiences with computer simulation at two large wastewater treatment plants in northern Poland*, in Water Science and Technology, Vol. 45, N.º 6, pp. 209 – 218

MAKINIA, J., ROSENWINKELB, K., SPERING, V., (2005), *Long-term simulation of the activated sludge process at the Hanover-Gummerwald pilot WWTP*, in Water Research, Vol. 39, N.º 8, pp. 1489 – 1502

MANO, A., (1996), *Contribuição para o estudo do processo de desnitrificação em reactores biológicos de filme fixo*, Tese de Douramento em Engenharia Sanitária, Universidade Nova de Lisboa, Faculdade de Ciências e Tecnologia, Lisboa

MARQUOT, A., (2006), *Modélisation du traitement de l'azote par boues activées en sites réels : calage et évaluation du modèle ASM1*, These de Doctorat, Spécialité: Génie des Procédés, Université de Pau et des Pays de l'Adour, Soutenance

MARSILI-LIBELLI, S. AND TABANI F., (2002), *Accuracy analysis of a respirometer for activated sludge dynamic modeling*, in Water Research, Vol. 36, pp. 1181 – 1192

MELCER, H., TAM, P., DOLD, D., JONES, R., BYE, C., TAKACS, I., STENSEL, H., KE, R., WILSON, A.W., SUN, P., BURY, S., (2003), *Methods for wastewater characterization in activated sludge modeling*, Water Environment Research Foundation, IWA Publishing

MESQUITA, D., DIAS, O., AMARAL, A., FERREIRA, E., (2009), *Monitoring of activated sludge settling ability through image analysis: validation on full-scale wastewater treatment plants*, in Bioprocess and Biosystems Engineering, Vol. 32, N.º 3, pp. 361 – 367

METCALF and EDDY, (2003), *Wastewater Engineering. Treatment and Reuse*, McGraw Hill, 4.ª edição, New York

MORAIS, J. (2005), *Estudo da potencialidade de processos oxidativos avançados, isolados e integrados com processos biológicos tradicionais, para tratamento de lixiviado de aterro sanitário*, Tese de Doutoramento em Química, Universidade Federal do Paraná, Curitiba

MORGENROTH, E., ARVIN, E., VANROLLEGHEM, P., (2002), *The use of mathematical models in teaching wastewater treatment engineering*, in Water Science and Technology, Vol. 45, N.º 6, pp. 229 – 233

MULDER, A., VAN DE GRAAF, A., ROBERTSON, L. e KUENEN, J., (1995), *Anaerobic ammonium oxidation discovered in a denitrifying fluidized bed reactor*, in FEMS Microbiology Ecology, Vol. 16, N.º 3, pp. 177 – 184

MUSSATI, M., GERNAEY, K., GANI, R., JØRGENSEN, S., (2002), *Computer aided model analysis and dynamic simulation of a wastewater treatment plant*, in Clean Technologies and Environmental Policy, Vol. 4, N.º 2

MUSSATI, M., GERNAEY, K., GANI, R., JØRGENSEN, S., (2002), *Performance analysis of a denitrifying wastewater treatment plant*, in Clean Technologies and Environmental Policy, Vol. 4, N.º 3

- NANNIG J., (2003), Sedimentación Secundaria en Sistemas de Lodos Activados, in AKROS Ingeniería, Ltda, Septiembre
- NELSON, M. and SIDHU, H., (2009), *Analysis of the activated sludge model (number 1)*, in Applied Mathematics Letters, Vol. 22, N.º 5
- NI, B. and YU, H., (2008), *An approach for modeling two-step denitrification in activated sludge systems*, in Chemical Engineering Science, Vol. 63, pp. 1449 – 1459
- NI, B. and YU, H., (2008), *Kinetic modeling microbial storage process in activated sludge under anoxic conditions*, in Chemical Engineering Science, Vol. 63, N.º 10, pp. 2785 – 2792
- NI B. and YU H., (2008), *Storage and Growth of Denitrifiers in Aerobic Granules: Part I. Model Development*, in Biotechnology and Bioengineering, Vol. 99, N.º 2
- NIEUWENHUIJZEN, V., VAN BENTEM, A. G. N., BUUNNEN, A., REITSMA, B. A., UIJTERLINDE, C. A., (2008), *The limits and ultimate possibilities of technology of the activated sludge process*, in Water Science & Technology, Vol. 58, N.º 8, pp. 1671 – 1677
- NOPENS, I., BATSTONE, D., COPP, J., JEPSSON, U., VOLCKE, E., ALEX, J., VANROLLEGHEM, P., *An ASM/ADM model interface for dynamic plant-wide simulation*, in Water Research April 2009: (Volume 43, Issue 7) p. 1913
- NUHOGLU, A., KESKINLER, B., YILDIZ, E., (2005), *Mathematical modelling of the activated sludge process – the Erzincan case*, in Process Biochemistry, Vol. 40, N.º 7, pp. 2467 – 2473
- OSSENBRUGGEN, P., SPANJERS, H., KLAPWIK, A., (1996), *Assessment of a two-step nitrification model for activated sludge*, in Water Research, pp. 939 – 953
- OLSSON, G. and NEWELL, B., (1999), *Wastewater Treatment Systems – Modelling, Diagnosis and Control*, IWA Publishing, First edition, London
- PAREDES, D., KUSCHK, P., MBWETTE, A., STANGE, F., MÜLLER, R., KÖSER, H., (2007), *New Aspects of Microbial Nitrogen Transformations in the Context of Wastewater Treatment – A Review*, in Engineering in Life Sciences, Vol. 7, N.º 1, pp. 13 – 25
- PETERSEN, B., (2000), *Calibration, identifiability and optimal experimental design of activated sludge models*, Thesis submitted in fulfillment of the requirements for the degree of Doctor (Ph.D) in Applied Biological Sciences, Faculteit Landbouwkundige en Toegepaste Biologische Wetenschappen, Universiteit Gent, 364 pp.

PETERSEN, B., GERNAEY, K., HENZE, M. AND VANROLLEGHEM, P., (2002), *Evaluation of an ASM1 model calibration procedure on a municipal–industrial wastewater treatment plant*, in Journal of Hydroinformatics, IWA, Vol. 4, pp. 15 – 38

PHILLIPS, H. M., SAHLSTEDT, K. E., FRANK, K., BRATBY, J., BRENNAN, W., ROGOWSKI, S., PIER, D., ANDERSON, W., MULAS, M., COPP, J. B., SHIRODKAR, N., (2009), *Wastewater treatment modelling in practice: a collaborative discussion of the state of the art*, in Water Science and Technology, Vol. 59, N.º 4, pp. 695 – 704

PIRES, O., (2007), *Sistemas Inteligentes para Monitorização e Controlo de Processos Integrados de Tratamento Biológico de Efluentes*, Tese de Doutoramento em Engenharia Química e Biológica, Departamento de Engenharia Biológica, Universidade do Minho

PLATTES, M., HENRY, E., SCHOSSELER, P.M., (2008), *A zero-dimensional biofilm model for dynamic simulation of moving bed bioreactor systems: Model concepts, Peterson matrix, and application to a pilot-scale plant*, in Biochemical Engineering Journal, Vol. 40, N.º 2, pp. 392 – 398

PLAZL, I., PIPUS, G., DROLKA, M., KOLOINI, T., (1999), *Parametric Sensitivity and Evaluation of a Dynamic Model for Single-Stage Wastewater Treatment Plant*, in Acta Chimica Slov., Vol. 46, N.º 2, pp. 289 – 300

PLAZL, I., KOLOINI, T., LEVSTEK, M., BURICA, O., STRAŽAR, M., (2001), *ASM1 limitation for modeling of wastewater treatment processes*, in Acta Chimica. Slov., Vol. 48, pp. 625 – 636

POCH, M., COMAS, J., RODRÍGUEZ-RODA, I., SÀNCHEZ-MARRÈ, M., CORTÉS, U., (2004), *Designing and building real environmental decision support systems*, in Environmental Modelling and Software, pp. 857 – 873

PUIG, S., LOOSDRECHT, M.C.M., COLPRIM, J., MEIJER, S.C.F., (2008), *Data evaluation of full-scale wastewater treatment plants by mass balance*, in Water Research, Vol. 42, N.º 18, pp. 4645 – 4655

PUIGAGUT, J., SALVADÓ, H., TARRATS, X., GARCÍA, J., (2007), *Effects of particulate and soluble substrates on microfauna populations and treatment efficiency in activated sludge systems*, in Water Research, Vol. 41, N.º 14

QASIM, S., (2000), *Wastewater Treatment Plants – Planning, Design and Operation*, The University of Texas at Arlington, CRC Press LLC, New York

QUEINNEC, I. and QUINTERO, C., (2009), *Reduced Modeling and State Observation of an Activated Sludge Process*, in Wiley InterScience

- RENNÓ, C. e SOARES, J. (2000), *Modelos Hidrológicos para Gestão Ambiental – Relatório Técnico Parcial*, in Programa de Ciência e Tecnologia para Gestão de Ecossistemas, Acção "Métodos, modelos e geoinformação para a gestão ambiental", Instituto Nacional de Pesquisas Espaciais, Ministério da Ciência e Tecnologia, Brasil
- RIVAS, A., IRIZAR, I., AYESA, E., (2008), *Model-based optimisation of Wastewater Treatment Plants design*, in Environmental Modelling and Software, Vol. 23, pp. 435 – 450
- ROELEVELD, P. and VAN LOOSDRECHT, M., (2002), *Experience with guidelines for wastewater characterisation in The Netherlands*, in Water Science and Technology, Vol. 45, N.º 6, pp. 77 – 87
- PROSSER, J., (1989), *Autotrophic nitrification in bacteria*, in *Advances in Microbial Physiology*, Academic Press Limited, Vol. 30, pp. 125 – 177
- ROUSSEAU, P., STEYER, J.-P., VOLCKE, E., BERNET, N., BÉLINE, F., (2008), *Combined anaerobic digestion and biological nitrogen removal for piggery wastewater treatment: a modelling approach*, in Water Science and Technology, Vol. 58, N.º 1, pp. 133 – 141
- RUANO, M., RIBES, J., DE PAUW, D.J.W., SIN, G., (2007), *Parameter subset selection for the dynamic calibration of activated sludge models (ASMs): experience versus systems analysis*, in Water Science & Technology, Vol. 56, N.º 8, pp. 107 – 115
- RUSTUM, R. and ADELOYE, A., (2007), *Replacing Outliers and Missing Values from Activated Sludge Data Using Kohonen Self-Organizing Map*, in Journal of Environmental Engineering , Vol. 133 N.º 9, pp. 909 – 916
- SCHMIDT, I., SLIEKERS, O., SCHMID, M., BOCK, E., FUERST, J., KUENEN, J., JETTEN, M., STROUS, M., (2003), *New concepts of microbial treatment processes for the nitrogen removal in wastewater*, FEMS Microbiology Reviews, Vol. 27, N.º 4, pp. 481 – 492
- SIN, G., (2004), *Systematic calibration of activated sludge models*, Thesis submitted in fulfillment of the requirements for the degree of Doctor in Applied Biological Sciences: Environmental Technology, Faculteit Landbouwkundige en Toegepaste Biologische Wetenschappen, Universiteit Gent
- SIN, G., VAN HULLE, S., DE PAUW, D., VAN GRIENSVEN, A., VANROLLEGHEM, P., (2005), *A critical comparison of systematic calibration protocols for activated sludge models: A SWOT analysis*, in Water Research, Vol. 39, N.º 12, pp. 2459 – 2474
- SIN, G. and VANROLLEGHEM, P., (2007), *Extensions to modeling aerobic carbon degradation using combined respirometric-titrimetric measurements in view of activated sludge model calibration*, in Water Research, Vol. 41, N.º 15, pp. 3345 – 3358

SIN, G., GERNAEY, K., NEUMANN, M., LOOSDRECHT, M., GUJER, W., (2009), *Uncertainty analysis in WWTP model applications: A critical discussion using an example from design*, in Water Research, Vol. 43, N.º 11, pp. 2894 – 2906

SMETS, I., VERDICKT, L., IMPE, J., (2006), *A linear ASM1 based multi-model for activated sludge systems*, in Mathematical & Computer Modelling of Dynamical Systems, Vol. 12, N.º 5, pp. 489 – 503

SMETS I., HAEGEBAERTA, J., CARRETTEB, R., IMPE, J., (2003), *Linearization of the activated sludge model ASM1 for fast and reliable predictions*, in Water Research, Vol. 37, N.º 8, pp. 1831 – 1851

SÖTEMANN, S.W., RISTOW, N.E., WENTZEL, M.C., EKAMA, G.A., (2005a), *A steady-state model for anaerobic digestion of sewage sludges*, in Water SA, Vol. 31, N.º 4, pp. 511 – 527

SPANJERS, H., VANROLLEGHEM, P., NGUYEN, K., VANHOOREN, H. AND PATRY, G., (1998), *Towards a simulation-benchmark for evaluating respirometry-based control strategies*, in Water Science and Technology, Vol. 37, N.º 12, pp. 219–226

SPÉRANDIO, M. and ESPINOSA, M., (2008), *Modelling an aerobic submerged membrane bioreactor with ASM models on a large range of sludge retention time*, in Desalination, Vol. 231, N.º 1-3, pp. 82 – 90

THAURÉ, D., LEMOINE, C., DANIEL, O., MOATAMRI, N., CHABROL, J., (2008), *Optimisation of aeration for activated sludge treatment with simultaneous nitrification denitrification*, in Water Science and Technology, Vol. 58, N.º 3, pp. 639 – 645

TAKÁCS, I., PATRY, G. e NOLASCO, D., (1991), *A dynamic model of the clarification-thickening process*, in Water Research, Vol. 25, N.º 10, pp. 1263–1271

TAKÁCS, I., (2008), *Experiments in activated sludge modeling*, Thesis submitted in fulfillment of the requirements for the degree of Doctor (Ph.D.) in Applied Biological Sciences, Ghent University, Belgium, pp. 267

VANHOOREN, H., MEIRLAEN, J., AMERLINCK, Y., CLAEYS, F., VANGHELUWE, H. and VANROLLEGHEM, P., (2003), *WEST: modelling biological wastewater treatment*, Journal of Hydroinformatics, Vol. 5, pp. 27 – 50

VANROLLEGHEM, P., SPANJERS, H., PETERSEN, B., GINESTET, P., TAKACS, I., (1999), *Estimating (combinations of) Activated Sludge Model No.1 parameters and components by respirometry*, in Water Science and Technology, Vol. 39, N.º 1, pp. 195 – 214

- VANROLLEGHEM, P., INSEL, G., PETERSEN, B., SIN, G., PAUW, D., NOPENS, I., DOVERMANN, H., WEIJERS, S., GERNAEY, K., (2003), *A comprehensive model calibration procedure for activated sludge models*, in 76th Annual Technical Exhibition and Conference, Los Angeles, USA
- VANROLLEGHEM, P., BENEDETTI, L., MEIRLAEN, J., (2005), *Modelling and real-time control of the integrated urban wastewater system*, in Environmental Modelling and Software, pp. 427 – 442
- VARGAS-MACHUCA, J., (2005), *Procesos biológicos de cultivo en suspensión aerobio*, in Seminários de Poluição da Água e Fundamentos de Depuração Biológica, 9-13 Maio, Monte da Caparica, GDEH/FCT/UNL e Universidade de Cádiz
- VERSTRAETE, W. and PHILIPS, S., (1998), *Nitrification-denitrification processes and technologies in new contexts*, in Environmental Pollution, Vol. 102, N.º 1, pp. 717 – 726
- VOLCKE E., VAN LOOSDRECHT, M., VANROLLEGHEM, P., (2006), *Continuity-based model interfacing for plant-wide simulation: a general approach*, in Water Research, Vol. 15, pp. 2817 – 2828
- WANG, C., ZENG, Y., LOU, J., WU, P., (2007), *Dynamic simulation of a WWTP operated at low dissolved oxygen condition by integrating activated sludge model and a floc model*, in Biochemical Engineering Journal, Vol. 33, N.º 3, pp. 217 – 227
- WANG, F., WANG, Y., JI, M., (2005), *Mechanisms and kinetics models for ultrasonic waste activated sludge disintegration*, in Journal of Hazardous Materials, Vol. 123, N.º 1-3, pp. 145 – 150
- WANNER, O., PANAGIOTIDIS, V., CLAVADETSCHER, P., SIEGRIST, H., (2005), *Effect of heat recovery from raw wastewater on nitrification and nitrogen removal in activated sludge plants*, in Water Research, Vol. 39, N.º 19, pp. 4725 – 4734
- WEF-ASCE, (2006), *Design of Municipal Wastewater Treatment Plants*, in WEF Manual of Practice N.º 8, ASCE Manual and Report on Engineering Practice N.º 76, 2th Edition
- WETZEL, R., (1975), *Limnology – Lake and River Ecosystems*, Academic Press, Third Edition
- WENTZEL, M. AND EKAMA, G., (1997), *Principles in the Design of Single-Sludge Activated-Sludge Systems for Biological Removal of Carbon, Nitrogen, and Phosphorus*, in Water Environment Research, Vol. 69, N.º. 7, pp. 1222-1231
- YUAN, W., YIN, M., STENSTROM, M. and OKRENT, D., (1994), *Modelling the Oxygen Activated Sludge Process Using the IAWQ Activated Sludge Model No. 1*, Proceedings of the 67th Annual Water Environment Federation Conference and Exposition, Chicago, Vol. I. pp. 325-335.

ZHANG, P., YUAN, M., WANG, H., (2008), *Improvement of nitrogen removal and reduction of operating costs in an activated sludge process with feed forward-cascade control strategy*, in Biochemical Engineering Journal, Vol. 41, N.º 1, pp. 53 – 58

[http://www2.visalia.k12.ca.us/teachers/lmiller/classpage/APES/APES%20Review/Apes\\_review.htm](http://www2.visalia.k12.ca.us/teachers/lmiller/classpage/APES/APES%20Review/Apes_review.htm),  
accedido em 3 de Agosto de 2009



## ANEXOS

---



## ANEXO I

---

Dados de projecto da ETAR de Fernão Ferro



## Quadro A1.1 – Dados de projecto da ETAR de Fernão Ferro

### 1. DADOS DE BASE - Características quantitativas e qualitativas de afluência à ETAR

Parâmetros	Unidades	Ano 0	Ano HP
<b>1.1 <u>População e caudais afluentes</u></b>			
População de dimensionamento	hab.eq.	16100	32700
Caudal médio diário - ADF	m <sup>3</sup> /d	2500	5890
Caudal dimensionamento ETAR em tempo seco - DWF	m <sup>3</sup> /d	192,3	453,1
Período de afluência diário	h/d	13	13
Caudal dimensionamento ETAR em tempo chuvoso - RWF	m <sup>3</sup> /d	330	760
<b>1.2 <u>Cargas poluentes</u></b>			
CBO <sub>5</sub>	kg/d	970	1970
CQO	kg/d	2420	4905
SST	kg/d	1450	2950
Nkj	kg/d	190	390
P-total	kg/d	45	90
<b>1.3 <u>Concentrações</u></b>			
CBO <sub>5</sub>	mg/l	388	334
CQO	mg/l	968	833
SST	mg/l	580	501
Nkj	mg/l	76	66
P-total	mg/l	18	15

## 2. CÁLCULOS DE DIMENSIONAMENTO PROCESSUAL

### 2.1 Características quantitativas e qualitativas de afluência ao tratamento biológico

Parâmetros	Unidades	Ano 0	Ano HP
<b>2.1.1 Caudais afluentes</b>			
Caudal diário (c/recirculações)	m <sup>3</sup> /d	2725	6074
Caudal horário - DWF+ recirculações	m <sup>3</sup> /h	211	470
Caudal máximo em tempo chuvoso - RWF + recirculações	m <sup>3</sup> /h	349	777
<b>2.1.2 Cargas poluentes (c/recirculações)</b>			
CBO <sub>5</sub>	kg/d	684	1390
CQO	kg/d	1732	3511
SST	kg/d	772	1576
Nkj	kg/d	177	363
P-total	kg/d	36	73
<b>2.1.3 Concentrações (c/recirculações)</b>			
CBO <sub>5</sub>	mg/l	251	229
CQO	mg/l	636	578
SST	mg/l	283	259
Nkj	mg/l	65	60
P-total	mg/l	13	12
<b>2.1.4 Indicadores de tratabilidade</b>			
Razão CQO/CBO <sub>5</sub>			2,5
Razão CBO <sub>5</sub> /Nkj			3,8
Razão SS/CBO <sub>5</sub>			1,1

## 2.2 Tanque de contacto (selector)

Parâmetros	Unidades	Ano 0	Ano HP
<b>2.2.1 Bases de dimensionamento</b>			
Tipo de tanque de contacto			anóxico
Carga mássica máxima	kgCBO <sub>5</sub> /(kgMS.h)		0,4
Período de afluência significativa à ETAR	h/d		13
Fracção do ADF no período de afluência significativa	%		80
Tempo de retenção mínimo (incl. recirculação de lamas)	min		10
Tempo de retenção máximo (incl. recirculação de lamas)	min		20
<b>2.2.2 Resultados do dimensionamento</b>			
Caudal durante o período de maior afluência	m <sup>3</sup> /h		373,8
Caudal mássico de CBO <sub>5</sub> durante o período de maior afluência	kgCBO <sub>5</sub> /h		85,5
Concentração das lamas em recirculação	kgMS/m <sup>3</sup>		9,6
Caudal de lamas em recirculação necessário	m <sup>3</sup> /h		133,7
Número de tanques de contacto			2
Volume unitário teórico	m <sup>3</sup>		42,3
Número de compartimentos por tanque			3
Dimensões unitárias			
Comprimento	m		3 x 3,0
Largura	m		2,5
Profundidade líquida	m		2
Volume efectivo	m <sup>3</sup>		45
Número de agitadores submersíveis			3 x 1
Potência absorvida de cada agitador	kW		1,3
<b>2.2.3 Condições de funcionamento</b>			
Nº de tanques em funcionamento		Ano 0	Ano HP
		1	2
Carga mássica	kgCBO <sub>5</sub> /(kgMS.h)	0,4	0,4
Tempo de retenção (incl. recirculação de lamas)	min	8,8	10,6
Caudal de lamas em recirculação necessário	m <sup>3</sup> /h	95,4	133,7
Fracção do caudal total de lamas em recirculação	%	79,3	49,9
Floc loading	g COD/kg MLSS	146,4	179,2

### 2.3 Reactores Biológicos

Parâmetros	Unidades	Ano 0	Ano HP
<b>2.3.1 Bases de dimensionamento</b>			
Concentração das lamas activadas	kgMLSS/m <sup>3</sup>		3
Tipo de reactor biológico		Vala de oxidação (tipo Carrousel)	
Razão SS/CBO <sub>5</sub>			1,13
<b>2.3.2 Resultados do dimensionamento</b>			
Produção específica de lamas biológicas	kg MLSS /kgCBO <sub>5</sub>		0,9
CBO <sub>5</sub> removida	kgCBO <sub>5</sub> /d	622	1243
Produção de lamas	kg/d		1130
Volume de arejamento	m <sup>3</sup>		1800
Concentração das lamas activadas	kgMLSS/m <sup>3</sup>		3,0
Massa de lamas activadas	kgMLSS		5400
Idade das lamas	d		4,8
<b>Reactores Biológicos</b>			
Número de tanques de arejamento	unidades		2
Volume unitário	m <sup>3</sup>		900
Número de canais			2
Largura de cada canal	m		5,5
Comprimento total	m		27,6
Profundidade líquida	m		3,25
<b>Agitador submersível</b>			
Tipo			Banana blade
Número de agitadores/tanque			1
Diâmetro	mm		2000
Potência unitária	kW		4
Velocidade mínima de escoamento horizontal	m/s		0,3
<b>2.3.3 Condições de funcionamento</b>			
Nº de tanques em funcionamento		1	2
MLSS	kgMLSS/m <sup>3</sup>	3	3
Carga mássica	kgCBO <sub>5</sub> /(kgMLSS.d)	0,25	0,26
Produção de lamas	kgMLSS/d	565	1130
Idade das lamas	d	4,8	4,8
<b>Condições de funcionamento (com remoção de azoto ano 0)</b>			
Nº de tanques em funcionamento		2	
MLSS	kgMLSS/m <sup>3</sup>	3,5	
Carga mássica	kgCBO <sub>5</sub> /(kgMLSS.d)	0,11	
Produção de lamas	kgMLSS/d	502	
Idade das lamas	d	13	



Parâmetros	Unidades	Ano 0	Ano HP
<b>2.3.4 Cálculos relativos à remoção de azoto</b>			
MLSS	kgMLSS/m <sup>3</sup>	3,5	3
Massa total de lamas activadas	kgMLSS	6300	5400
Carga mássica	kgCBO <sub>5</sub> /(kgMLSS.d)	0,11	0,26
Produção de lamas biológicas	kg/d	502	1130
Fracção de N <sub>kj</sub> nas lamas biológicas	%(p/p)	5	5
Idade das lamas total	d	12,55	4,78
Idade das lamas necessária à nitrificação	d	5,6	5,6
N <sub>kj</sub> afluente ao tratamento biológico	kg/d	176,7	362,5
N <sub>kj</sub> nas lamas biológicas	kg/d	-25,1	-56,5
N-NH <sub>4</sub> no efluente	kg/d	-5	-306
N-NH <sub>4</sub> nitrificado	kg/d	146,59	0
Volume total de nitrificação	m <sup>3</sup>	803	1800
	%	44,62	100
Volume total de desnitrificação simultânea	m <sup>3</sup>	997	0
	%	55,4	0
Capacidade de desnitrificação disponível	kgN-NO <sub>3</sub> /d	137	0
NO <sub>3</sub> -N no efluente dos decantadores secundários	kgN-NO <sub>3</sub> /d	9,59	0
	mg/l	3,84	0
<b>2.3.5 Qualidade do efluente à saída do tratamento biológico</b>			
SS	mg/l	< 25	< 25
CBO <sub>5</sub> (solúvel)	mg/l	< 9	< 9
CBO <sub>5</sub> (total)	mg/l	< 24	< 24
N-total (2 reactores biológicos em funcionamento no ano 0)	mg/l	< 15	-

Parâmetros	Unidades	Ano 0	Ano HP
<b>2.3.6 Cálculo da capacidade de Oxigenação / Sistema de Arejamento (com remoção de azoto ano 0)</b>			
<u>Cálculo das necessidades de O<sub>2</sub></u>			
Lamas em excesso	kgMLSS/d	502	1130
Biodegradação da CBO	kgO <sub>2</sub> /d	341	681
Respiração endógena	kgO <sub>2</sub> /d	630	540
Nitrificação	kgO <sub>2</sub> /d	667	0
Desnitrificação	kgO <sub>2</sub> /d	-392	0
Oxigénio requerido	kgO <sub>2</sub> /d	1246	1221
Factor de ponta para a CBO <sub>5</sub>			1,1
Factor de ponta para o Nkj			1,2
Oxigénio requerido (cf factores de ponta)	kgO <sub>2</sub> /d	1476	1343
<u>Cálculo das necessidades de O<sub>2</sub> nas condições operacionais</u>			
Concentração de DO a manter nas zonas arejadas	mgO <sub>2</sub> /l		2
Factor de ponta hidráulico		1,09	1,26
Factor de déficit			1,18
Factor a			0,7
Capacidade de oxigenação necessária	kgO <sub>2</sub> /h	113	119
Capacidade de oxigenação específica	kgO <sub>2</sub> /kgCBO <sub>5</sub>	3,96	2,05
<u>Sistema de arejamento</u>			
Tipo	arejadores de superfície de eixo vertical modelo O2max (Spaans Babcock)		
Capacidade de oxigenação	kgO <sub>2</sub> /h	113	119
Rendimento específico dos arejadores	kgO <sub>2</sub> /kWh		2
Perdas de energia no motor e cabos	%		6
Perdas de energia no motoredutor	%		6
Potência absorvida necessária	kW	56,5	59,4
Número de reactores		2	2
Número de arejadores por reactor	un.	1	1
Capacidade extra ao RWF	%	10	10
Potência necessária por arejador	kW	31,1	32,7
Potência instalada por arejador	kW	37	37
Diâmetro do arejador	m		2
Potência específica instalada	W/m <sup>3</sup>		33,0
<u>Condições de funcionamento</u>			
Energia consumida para arejamento	kWh/d	1307	1280
Consumo energético específico	kWh/(hab.eq.ano)	29,6	14,3
<u>Condições de funcionamento (sem remoção de azoto ano 0)</u>			
Energia consumida para arejamento	kWh/d	630	
Consumo energético específico	kWh/(hab.eq.ano)	14,3	

## 2.4 Decantação Secundária

Parâmetros	Unidades	Ano 0	Ano HP
<b>2.4.1 Bases de dimensionamento</b>			
Caudal dimensionamento - tempo seco - DWF	m <sup>3</sup> /h	211	470
Caudal máximo - tempo chuvoso - RVF	m <sup>3</sup> /h	349	777
Carga volumétrica das lamas máxima	m <sup>3</sup> /(m <sup>2</sup> .h)		0,44
SVI das lamas biológicas	ml/g		125
% MLSS armazenado na D.S. em tempo pluvioso	%		30
Carga hidráulica máxima	m/h		1,17
<b>2.4.2 Resultados do dimensionamento</b>			
Área superficial de decantação necessária	m <sup>2</sup>		662
<u>Decantador secundário (existente)</u>			
Número de decantadores			1
Dimensões unitárias			
Diâmetro	m		18,5
Profundidade líquida (periférica)	m		3
Área superficial	m <sup>2</sup>		268,8
	%		37,3
Repartição de caudal	m <sup>3</sup> /h		289,6
<u>Decantadores secundário (novo)</u>			
Número de decantadores			1
Dimensões unitárias			
Diâmetro	m		24
Inclinação de fundo			0,05
Profundidade líquida (periférica)	m		2,5
Área superficial	m <sup>2</sup>		452,4
	%		62,7
Repartição de caudal	m <sup>3</sup> /h		487,4
<b>2.4.3 Condições de funcionamento</b>			
Número de tanques em funcionamento		1 (novo)	2
Carga hidráulica - tempo seco (DWF)	m <sup>3</sup> /(m <sup>2</sup> .h)	0,47	0,65
Carga hidráulica máxima (RVF)	m <sup>3</sup> /(m <sup>2</sup> .h)	0,77	1,08

## 2.5 Recirculação e Extracção de Lamas Secundárias

Parâmetros	Unidades	Ano 0	Ano HP
<b>2.5.1 Bases de dimensionamento</b>			
Caudal dimensionamento - tempo seco - DWF	m <sup>3</sup> /h	211,0	470,1
Caudal máximo - tempo chuvoso (EB) - RWF	m <sup>3</sup> /h	348,7	777,0
Índice de volume de lamas (SVI)	ml/g		125
<b>2.5.2 Resultados do dimensionamento</b>			
Razão de recirculação - DWF (incluindo reserva: + 0,5 kgMLSS/m <sup>3</sup> )			0,57
Razão de recirculação - RWF (incluindo reserva: + 0,5 kgMLSS/m <sup>3</sup> )			0,38
Caudal de recirculação - DWF	m <sup>3</sup> /h	120,25	267,94
Caudal de recirculação - RWF	m <sup>3</sup> /h	132,49	295,25
<b>Bombas para recirculação de lamas (decantador existente)</b>			
Tipo	submersíveis com variação de velocidade		
Nº de estações elevatórias			1
Nº de bombas submersíveis instaladas	(+1)		1
Capacidade unitária necessária	m <sup>3</sup> /h		110,0
Gama variação de velocidade	%		50 - 100
<b>Bombas para recirculação de lamas (decantador novo)</b>			
Tipo	submersíveis com variação de velocidade		
Nº de estações elevatórias			1
Nº de bombas submersíveis instaladas	(+1)		1
Capacidade unitária necessária	m <sup>3</sup> /h		185,2
Gama variação de velocidade	%		50 - 100
<b>2.5.3 Condições de funcionamento</b>			
Número de estações elevatórias em funcionamento		1 (novo)	2
Caudal recirculação (DWF)	%	64,9	90,7
Caudal recirculação (RWF)	%	71,5	100
Concentração das lamas em recirculação	kg/m <sup>3</sup>	9,6	9,6

## 2.6 Produção de lamas biológicas em excesso

Parâmetros	Unidades	Ano 0	Ano HP
<b>2.6.1 Bases de dimensionamento</b>			
Razão SST/CBO <sub>5</sub> na afluência ao tratamento biológico			1,13
Fracção orgânica dos SS			0,8
Fracção não biodegradável dos SS			0,3
Fracção não biodegradável da biomassa			0,19
Coeficiente de degradação a 20 °C	l/d		0,18
Rendimento celular	kgMLSS/kgCBO <sub>5</sub>		0,5
Fracção inorgânica da biomassa			0,05
Período de funcionamento máximo na extracção	h/d		13
<b>2.6.2 Resultados do dimensionamento</b>			
Produção específica de lamas segundo CHUDoba	kgMLSS/kgCBO <sub>5</sub>		0,91
Produção de lamas biológicas	kg/d	502	1130
Concentração média das lamas em excesso	kg/m <sup>3</sup>	6,6	6,6
Caudal médio de lamas em excesso	m <sup>3</sup> /d	76,1	171
Caudal máximo de lamas em excesso (adicional: 0,1 kgMLSS/m <sup>3</sup> /d)	kg/d		1310
	m <sup>3</sup> /d		198,5
Bombas submersíveis para elevação de lamas em excesso (decantador existente)			
Tipo		submersíveis	
Nº de estações elevatórias			1
Nº de bombas submersíveis instaladas	(+1)		1
Capacidade unitária necessária	m <sup>3</sup> /h		5,7
Capacidade unitária instalada	m <sup>3</sup> /h		8
Bombas submersíveis para elevação de lamas em excesso (decantador novo)			
Tipo		submersíveis	
Nº de estações elevatórias			1
Nº de bombas submersíveis instaladas	(+1)		1
Capacidade unitária necessária	m <sup>3</sup> /h		9,6
Capacidade unitária instalada	m <sup>3</sup> /h		12
<b>2.6.3 Condições de funcionamento</b>			
Número de estações elevatórias em funcionamento		1 (novo)	2
Número de horas de funcionamento diário	h/d	6,3	8,6



## ANEXO II

---

Dados de entrada – “*inputs*” do modelo





**Quadro AII.1 – Dados de entrada – “inputs” do modelo**

Data	Afluência à vala de oxidação					Extracção de lamas no decantador secundário	
	Q médio diário	CBO <sub>5</sub>	CQO Org. Solúvel	SST	HKj	Q lamas excesso	Q recirculação lamas
(dd-mm-aa)	(m <sup>3</sup> /dia)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(m <sup>3</sup> /dia)	(m <sup>3</sup> /dia)
05-06-2008	2547	97	20	90	55	42	1399
11-06-2008	2571	80	18	108	43	63	1327
19-06-2008	2694	101	21	98	38	64	1316
24-06-2008	2464	161	33	97	46	51	1289
03-07-2008	2368	112	21	90	40	52	1246
08-07-2008	2414	109	22	102	48	43	1232
17-07-2008	2404	106	21	127	45	63	1462
22-07-2008	2383	74	16	105	47	73	1499
29-07-2008	2258	97	20	113	51	61	1483
07-08-2008	2272	154	31	156	64	84	1160
12-08-2008	1979	64	14	129	47	85	1163
28-08-2008	2182	164	33	135	68	77	1106
04-09-2008	2074	141	30	213	59	78	1130
09-09-2008	2272	186	37	121	57	71	1119
25-09-2008	2043	129	25	120	54	71	962
02-10-2008	2201	111	24	118	46	0	1245
09-10-2008	2019	132	29	100	55	65	924
14-10-2008	2304	112	24	95	47	72	1180
23-10-2008	2196	113	22	105	47	0	1187
30-10-2008	2654	119	24	102	49	1	7
06-11-2008	2204	116	24	93	48	47	916
11-11-2008	2200	73	16	82	54	50	960
20-11-2008	1905	166	32	102	69	49	955
27-11-2008	2107	116	25	103	48	46	1050
04-12-2008	2211	185	39	127	77	35	1093
09-12-2008	2238	76	17	82	53	32	1154
18-12-2008	2162	147	29	65	61	37	1133
23-12-2008	2283	127	26	69	53	33	1153
08-01-2009	1964	102	57	69	42	50	995
13-01-2009	1855	127	80	107	55	28	984
22-01-2009	3610	92	45	56	38	14	185
29-01-2009	3573	107	43	245	44	0	132
05-02-2009	4590	45	22	35	19	19	698
10-02-2009	4923	137	35	87	56	0	1061
19-02-2009	4142	62	31	38	26	0	1428
27-02-2009	3247	92	51	74	38	16	932
05-03-2009	3374	86	52	67	36	43	1251
10-03-2009	3318	81	38	29	36	27	1218

Data	Afluência à vala de oxidação					Extracção de lamas no decantador secundário	
	Q médio diário	CBO <sub>5</sub>	CQO Org. Solúvel	SST	HKj	Q lamas excesso	Q recirculação lamas
(dd-mm-aa)	(m <sup>3</sup> /dia)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(mg/L)	(m <sup>3</sup> /dia)	(m <sup>3</sup> /dia)
19-03-2009	3337	58	46	52	24	27	828
26-03-2009	3065	155	57	101	43	48	1132
09-04-2009	2384	105	68	92	44	3	1989
14-04-2009	3510	216	177	307	62	1	1998
23-04-2009	2408	46	43	15	19	35	1811
30-04-2009	2209	54	37	33	22	40	392
07-05-2009	2156	160	58	80	66	0	1047
12-05-2009	2519	58	46	49	44	16	1438
21-05-2009	2437	126	59	68	52	96	1703
28-05-2009	2411	217	83	144	65	7	1691
04-06-2009	2533	217	101	110	67	58	1278
09-06-2009	2033	170	94	104	44	48	1442
18-06-2009	2178	235	79	98	19	37	1922
25-06-2009	1902	204	99	134	46	58	1652
09-07-2009	2373	199	114	176	79	72	1962
14-07-2009	2450	219	127	170	52	102	2066
23-07-2009	2345	219	119	182	78	97	1689
30-07-2009	2234	248	129	156	99	81	1840
06-08-2009	2427	193	127	152	75	102	2369
11-08-2009	2246	348	110	184	58	67	2166
20-08-2009	2153	270	126	204	83	67	2152
27-08-2009	2172	264	133	186	75	80	2135
03-09-2009	2106	203	122	208	26	80	2128
08-09-2009	1999	225	133	168	70	83	1925
18-09-2009	1807	206	101	152	90	86	2051
24-09-2009	1928	180	78	57	75	79	2097
01-10-2009	1876	235	143	154	65	81	2142
08-10-2009	2111	148	111	200	58	10	2120
13-10-2009	1945	232	150	210	63	77	2133
22-10-2009	2109	141	89	194	43	2	2126
29-10-2009	2247	235	123	146	71	23	1528
05-11-2009	2037	206	129	184	62	85	2117
10-11-2009	1942	225	139	188	82	85	2067
19-11-2009	1658	148	107	128	59	84	2137
26-11-2009	1728	75	82	88	36	2	362
04-12-2009	1556	112	79	100	36	0	2072
09-12-2009	1772	138	72	73	59	10	1565
17-12-2009	1800	106	62	73	68	41	2129
22-12-2009	3098	116	52	66	48	80	2212

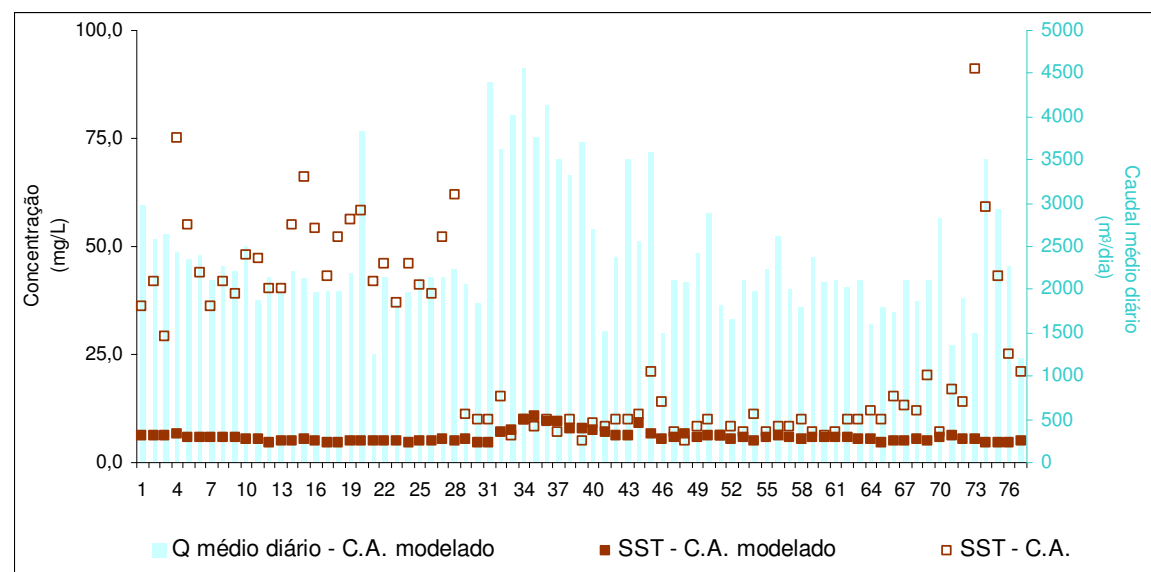
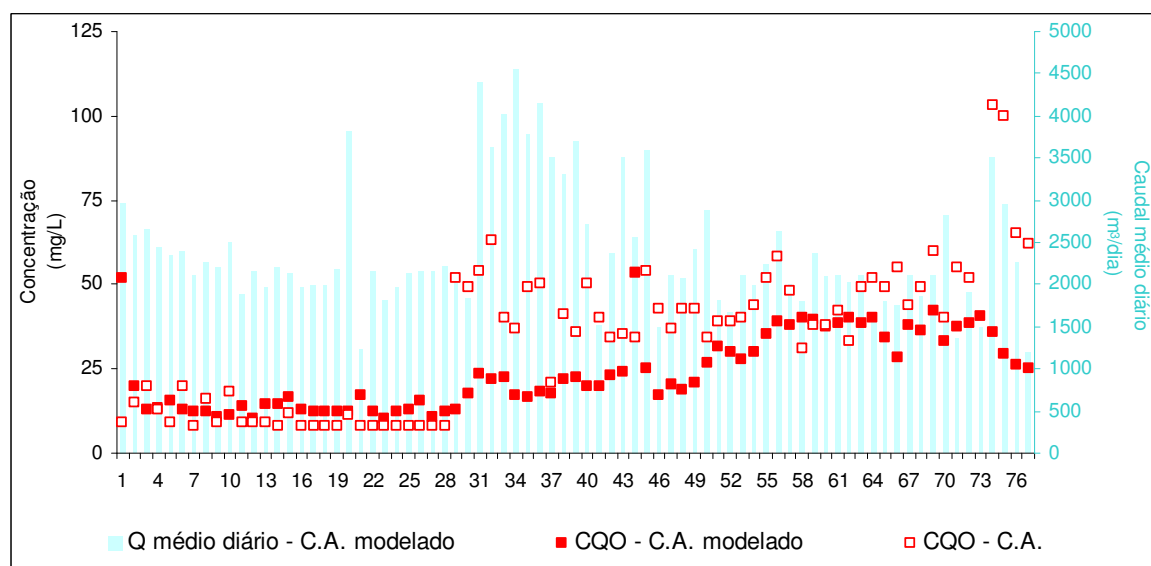
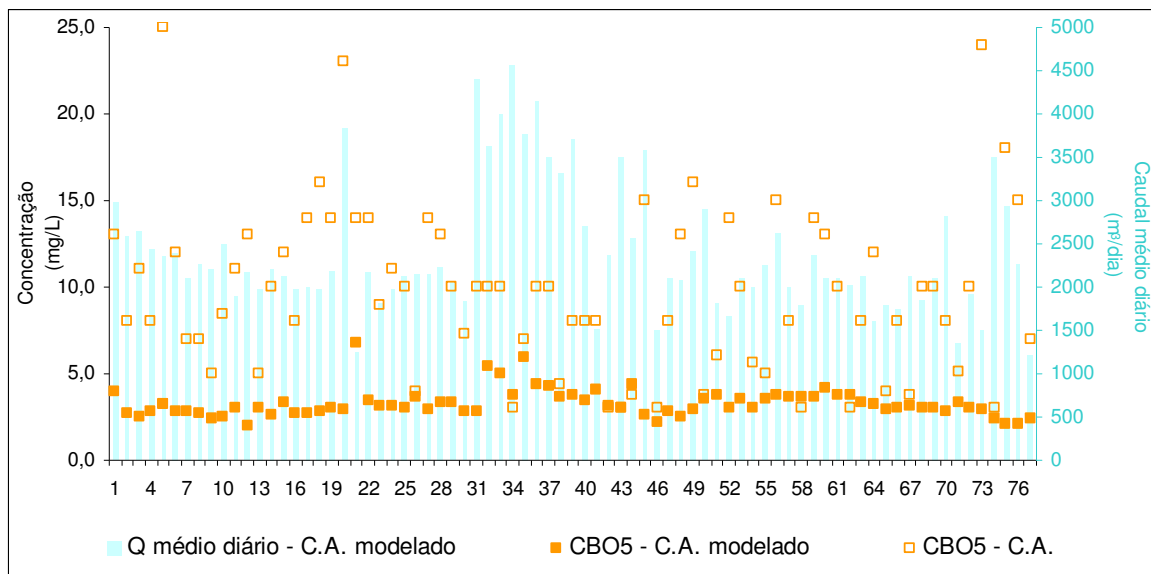
## ANEXO III

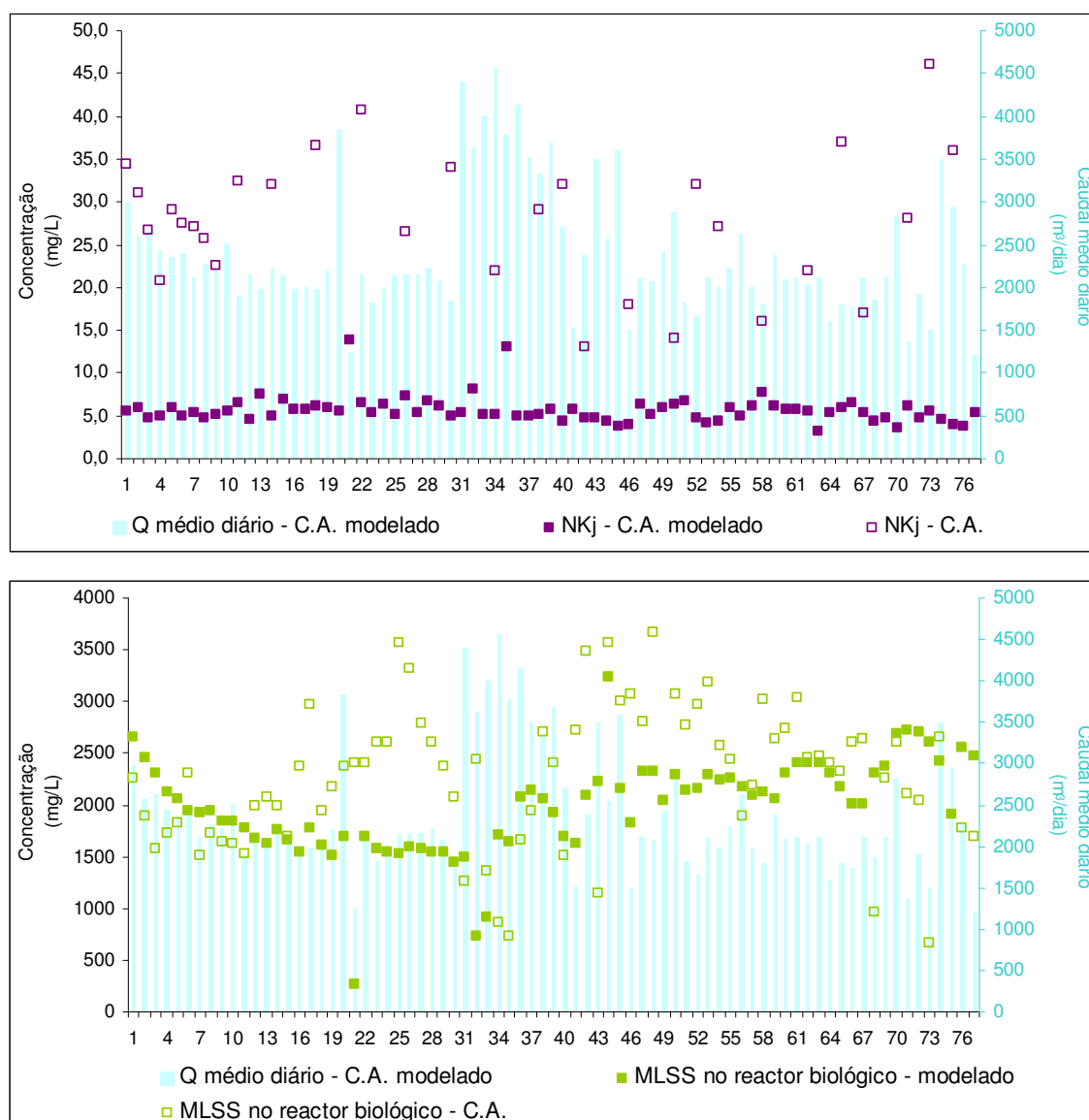
---

### Representação gráfica da calibração do modelo



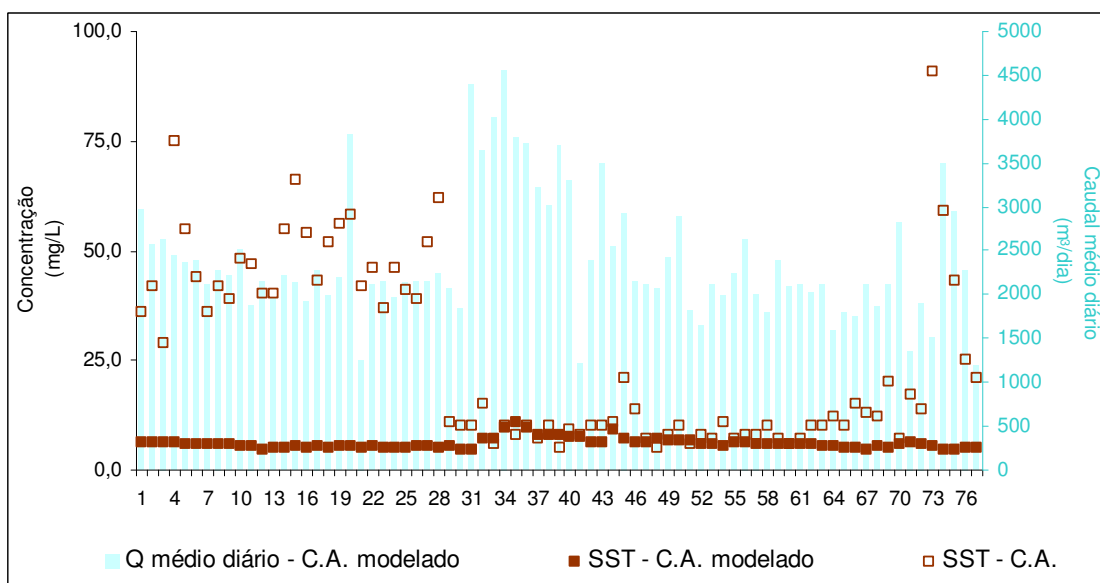
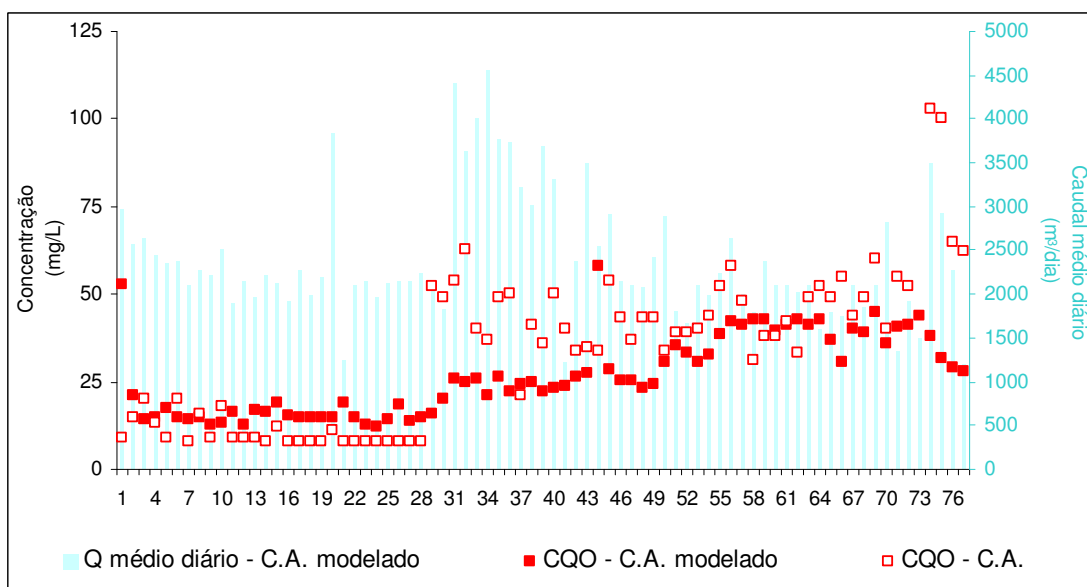
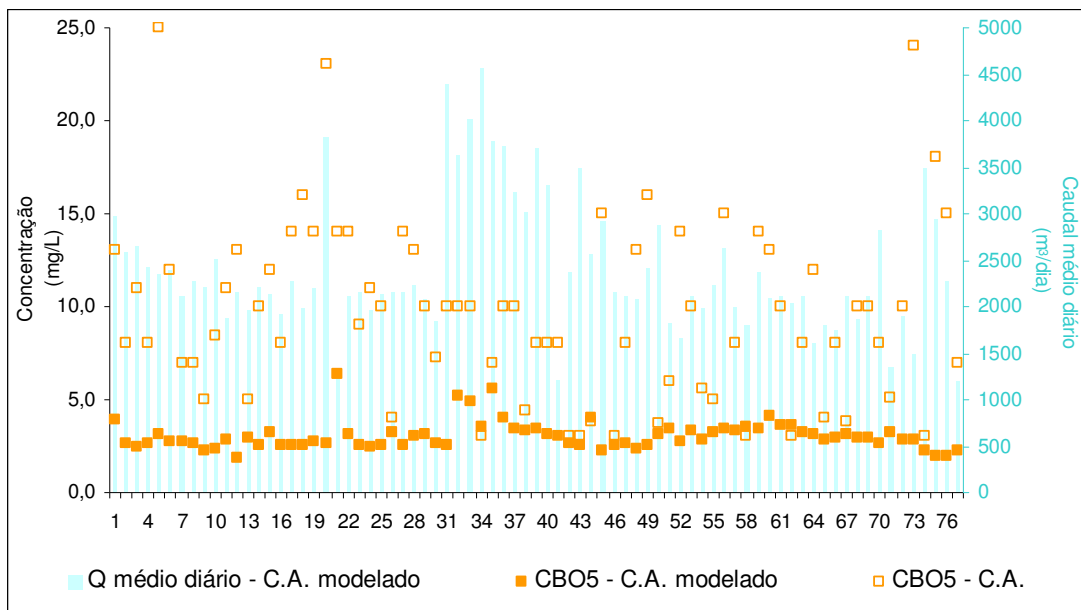
▪ **1ª calibração:** Valores “default” do modelo “mantis”

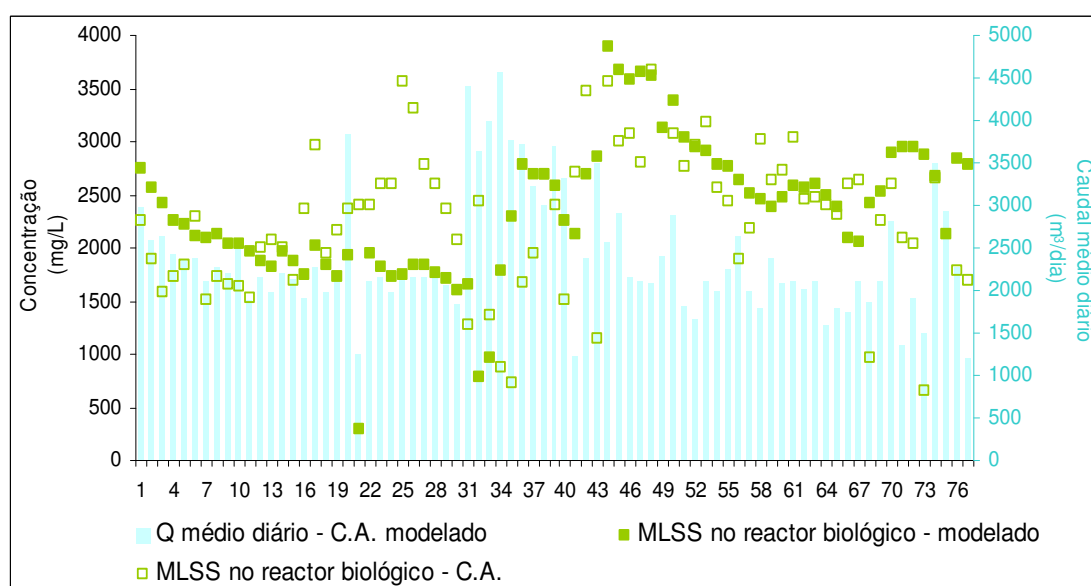
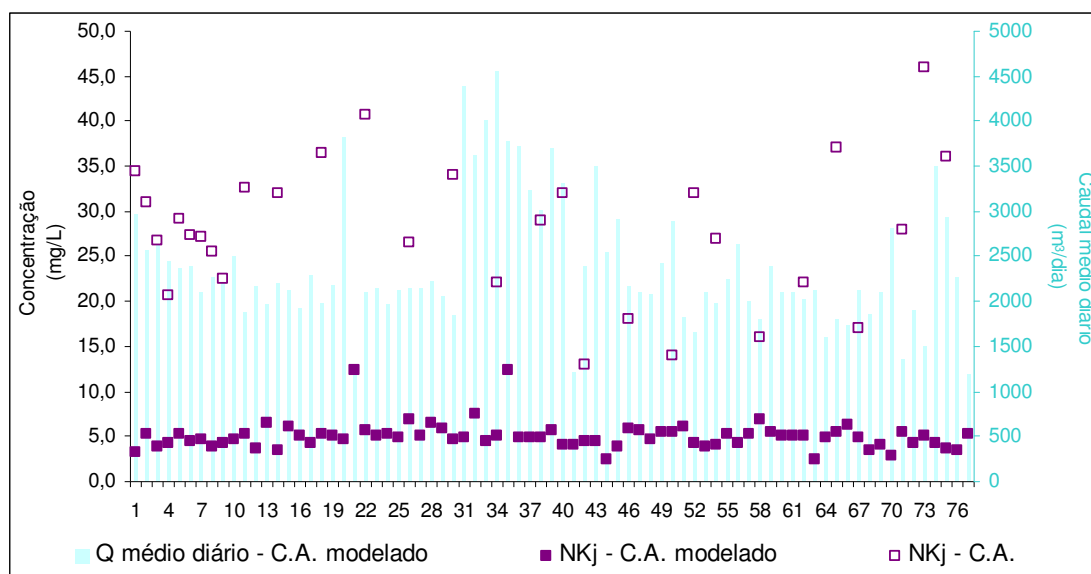




**Figura AIII.1** – Resultados obtidos na 1ª calibração efectuada ao modelo – comparação entre os valores obtidos através do modelo e os resultados experimentais para os parâmetros CBO<sub>5</sub>, CQO, SST, NKj no efluente final tratado e MLSS no reactor biológico

▪ **2ª calibração:** Alteração do rácio SSV/SST

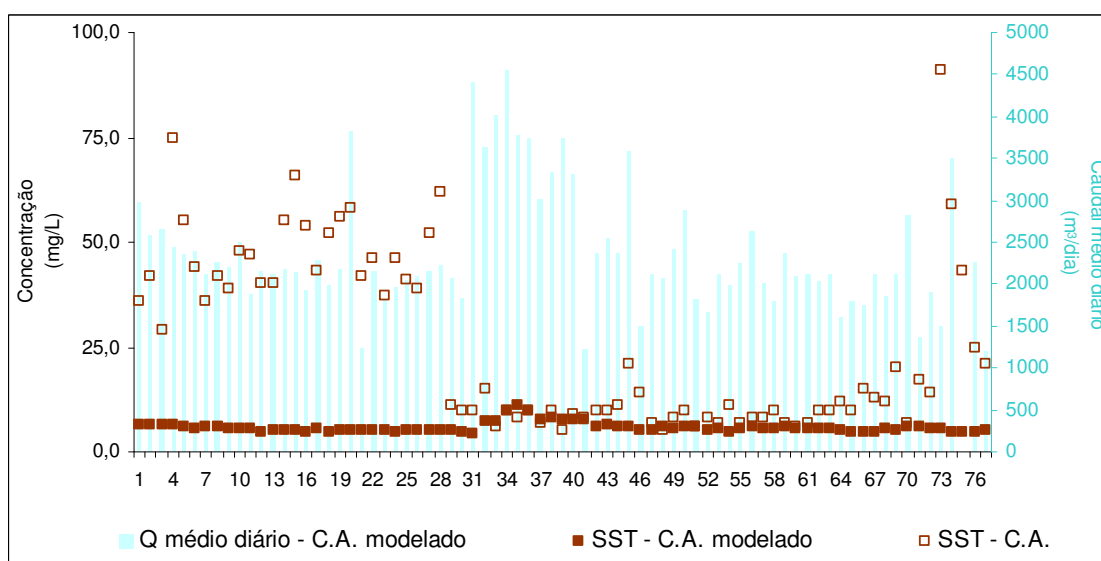
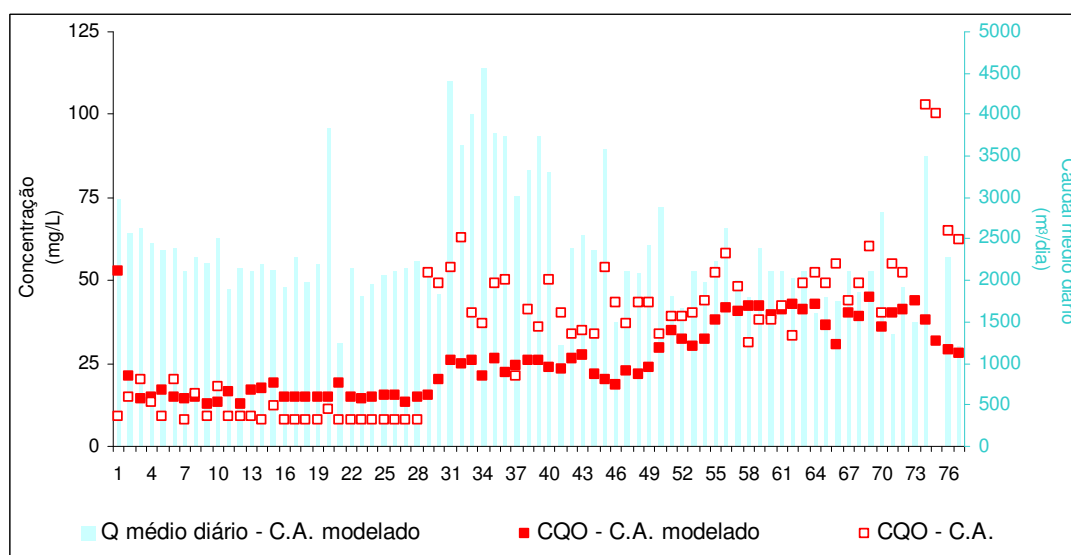
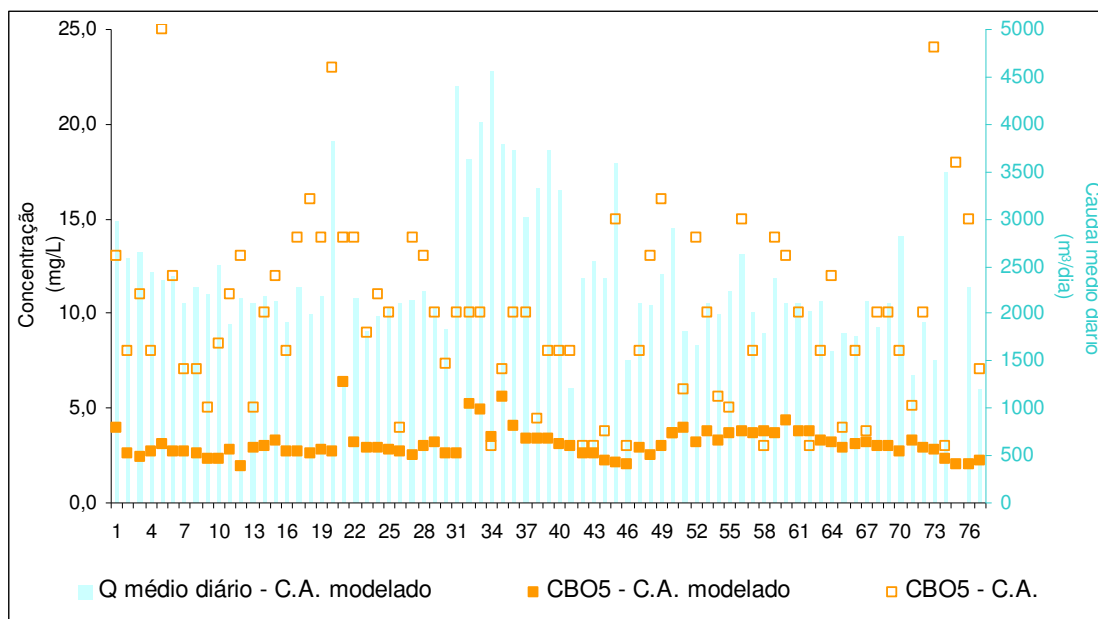


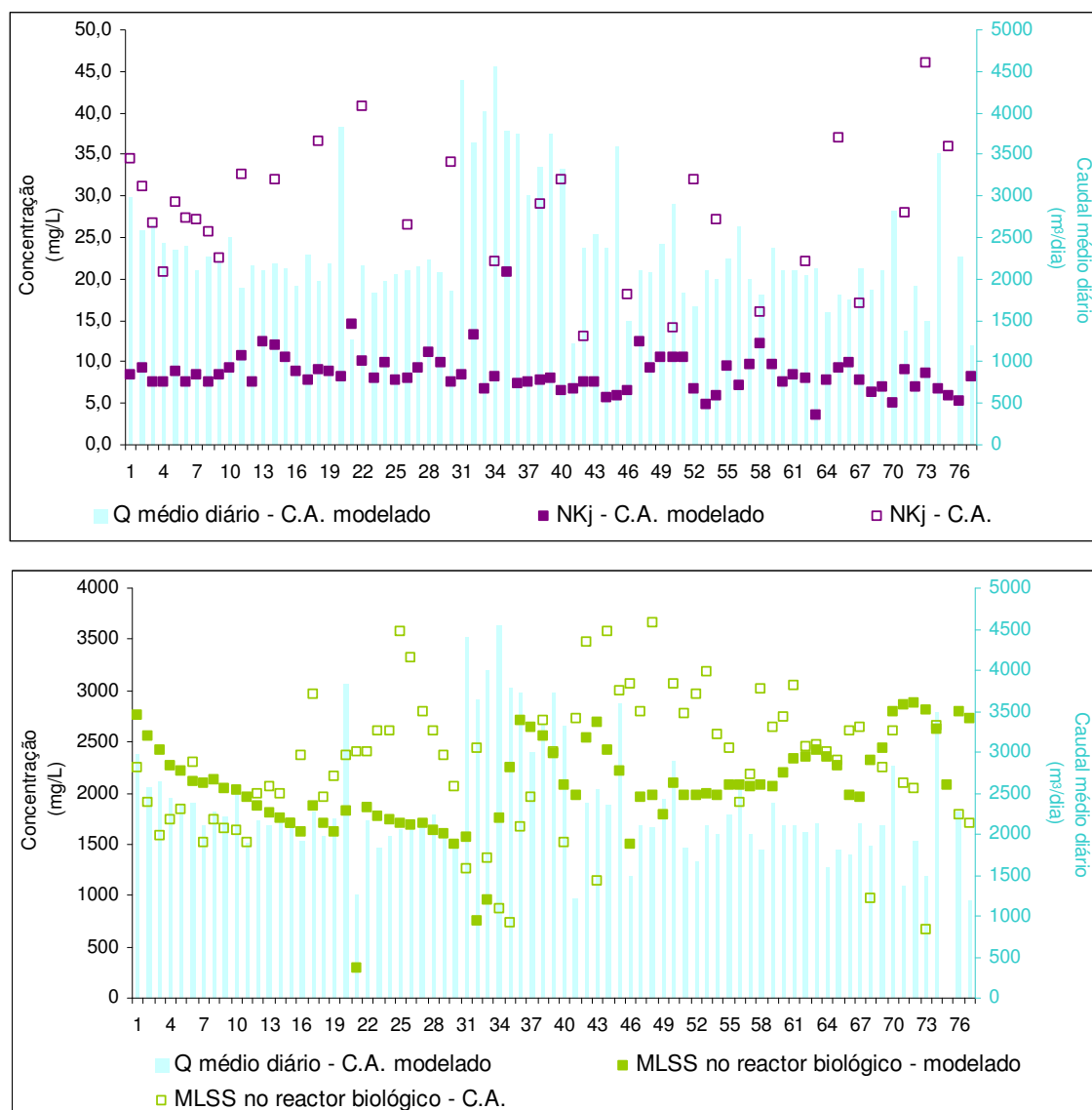


**Figura AIII.2** – Resultados obtidos na 2ª calibração efectuada ao modelo – comparação entre os valores obtidos através do modelo e os resultados experimentais para os parâmetros CBO<sub>5</sub>, CQO, SST, NKj no efluente final tratado e MLSS no reactor biológico



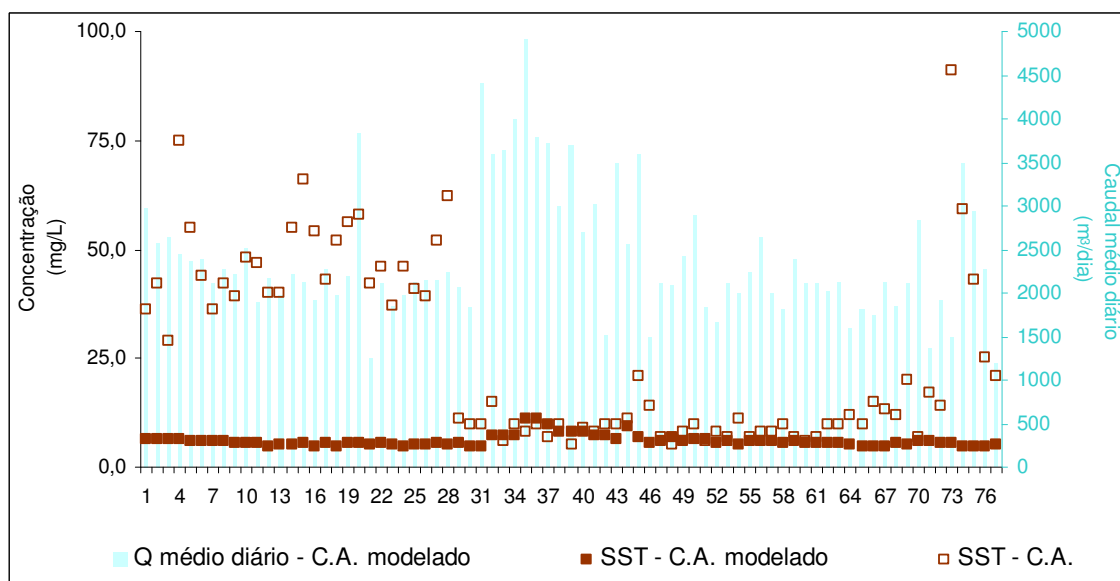
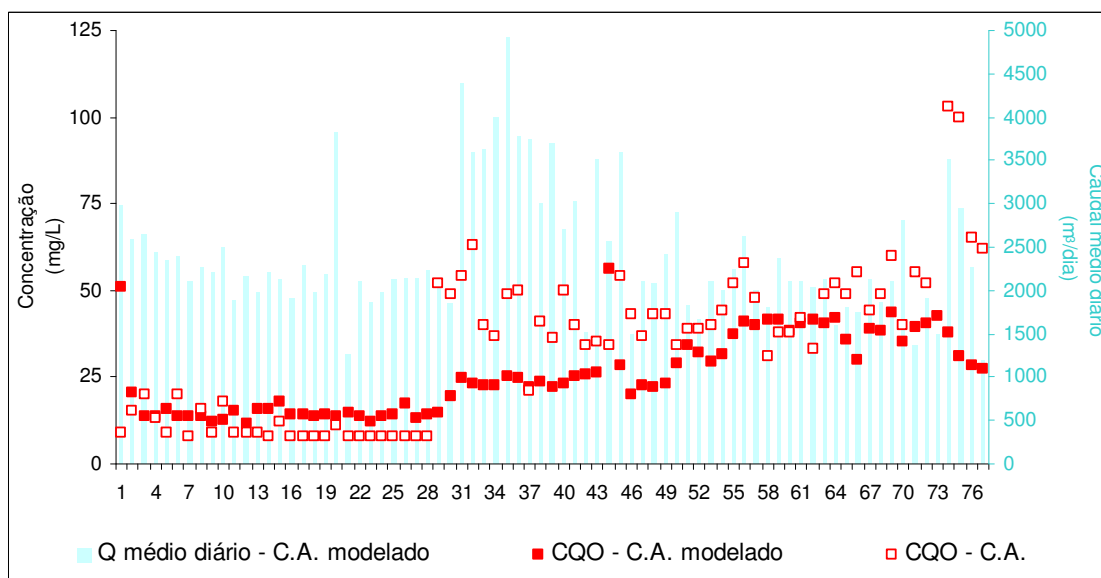
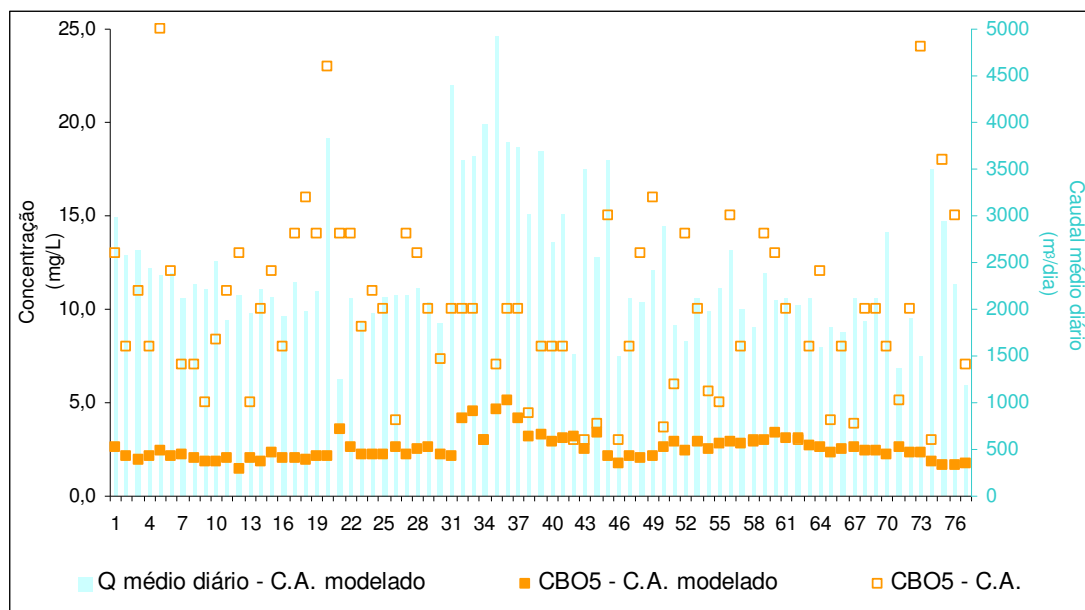
▪ **3ª calibração:** Alteração do rácio amónia/azoto Kjeldahl

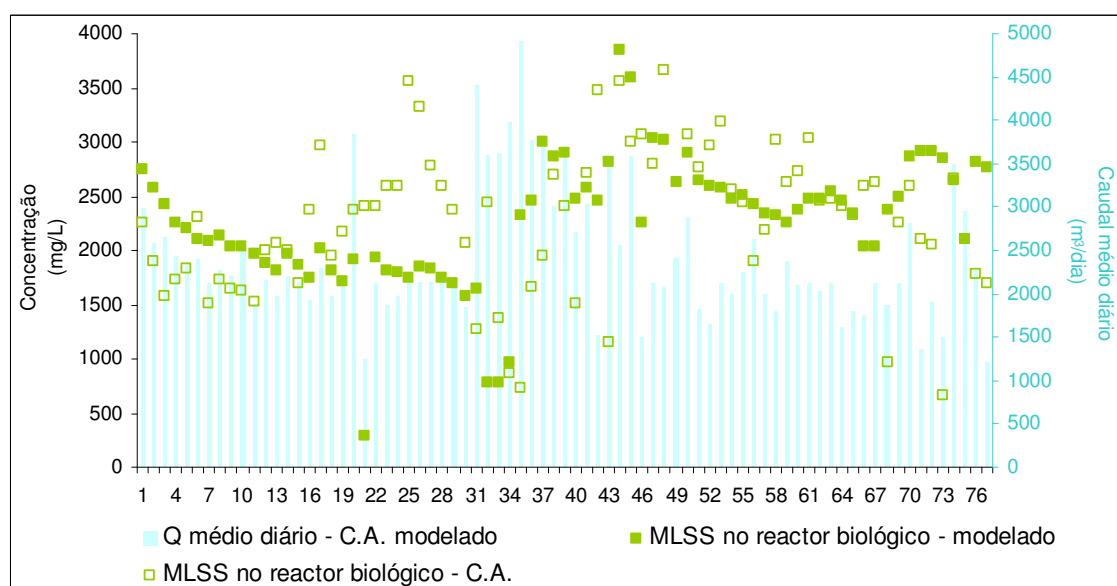
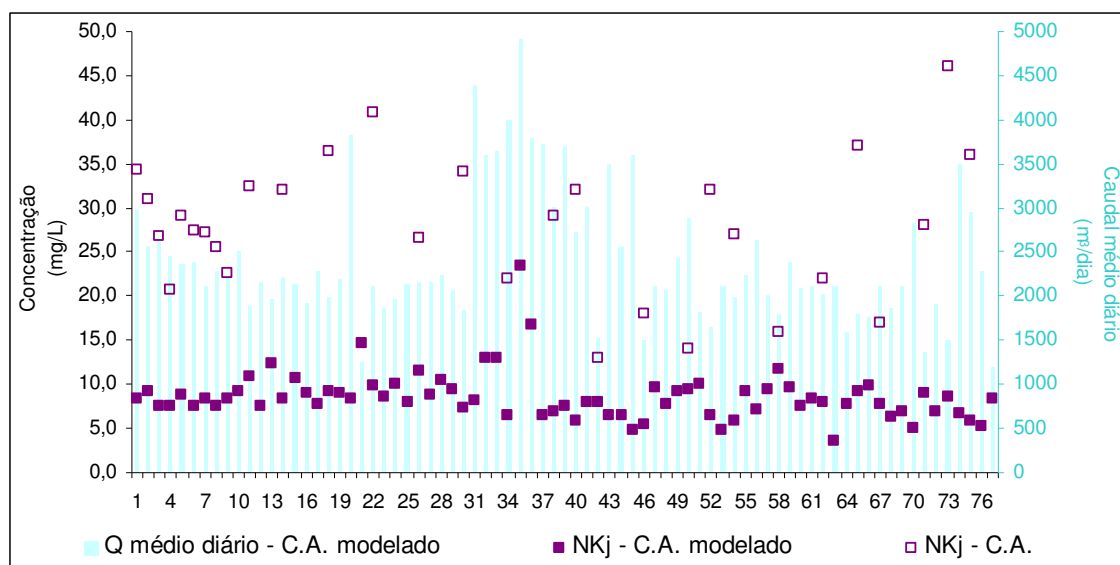




**Figura AIII.3** – Resultados obtidos na 3ª calibração efectuada ao modelo – comparação entre os valores obtidos através do modelo e os resultados experimentais para os parâmetros CBO<sub>5</sub>, CQO, SST, NKj no efluente final tratado e MLSS no reactor biológico

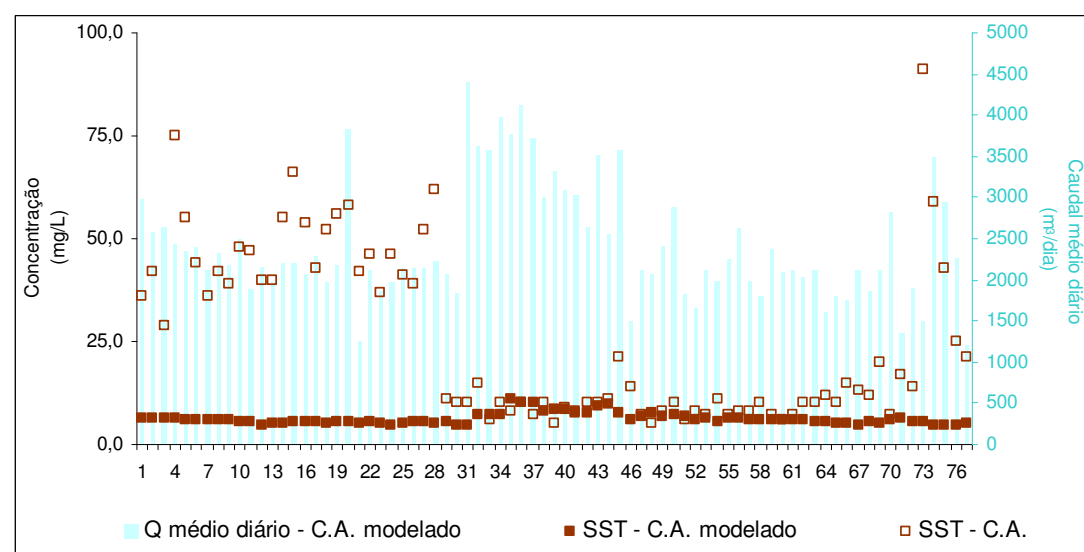
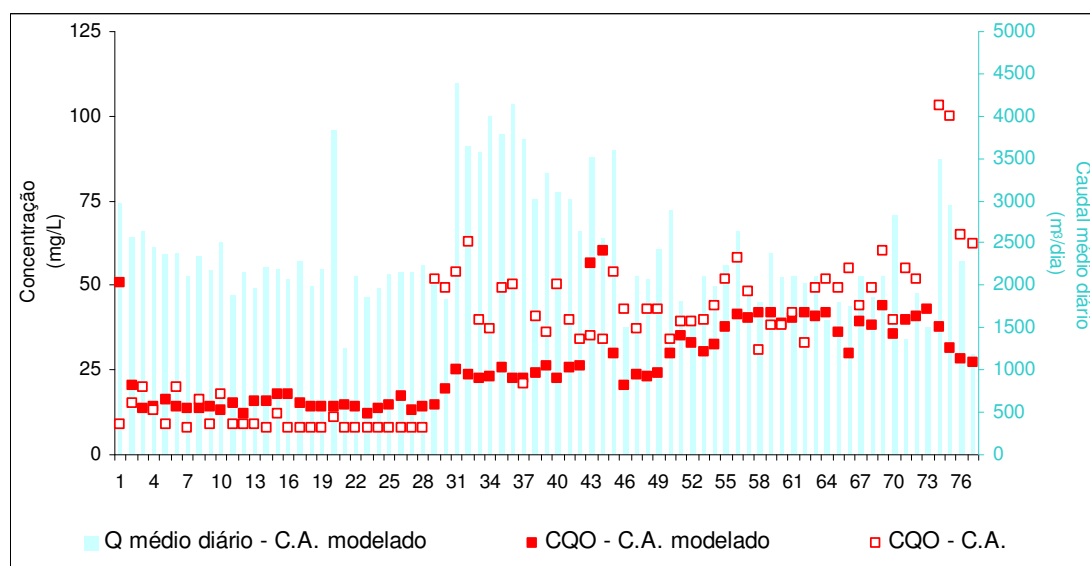
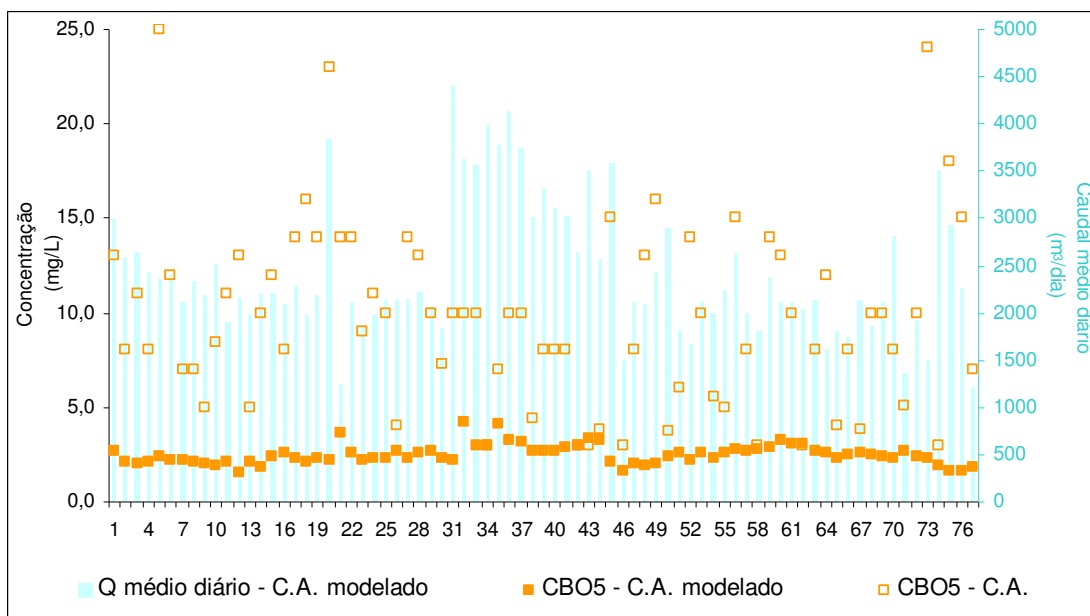
▪ **4ª calibração:** Alteração do parâmetro  $\mu_H$

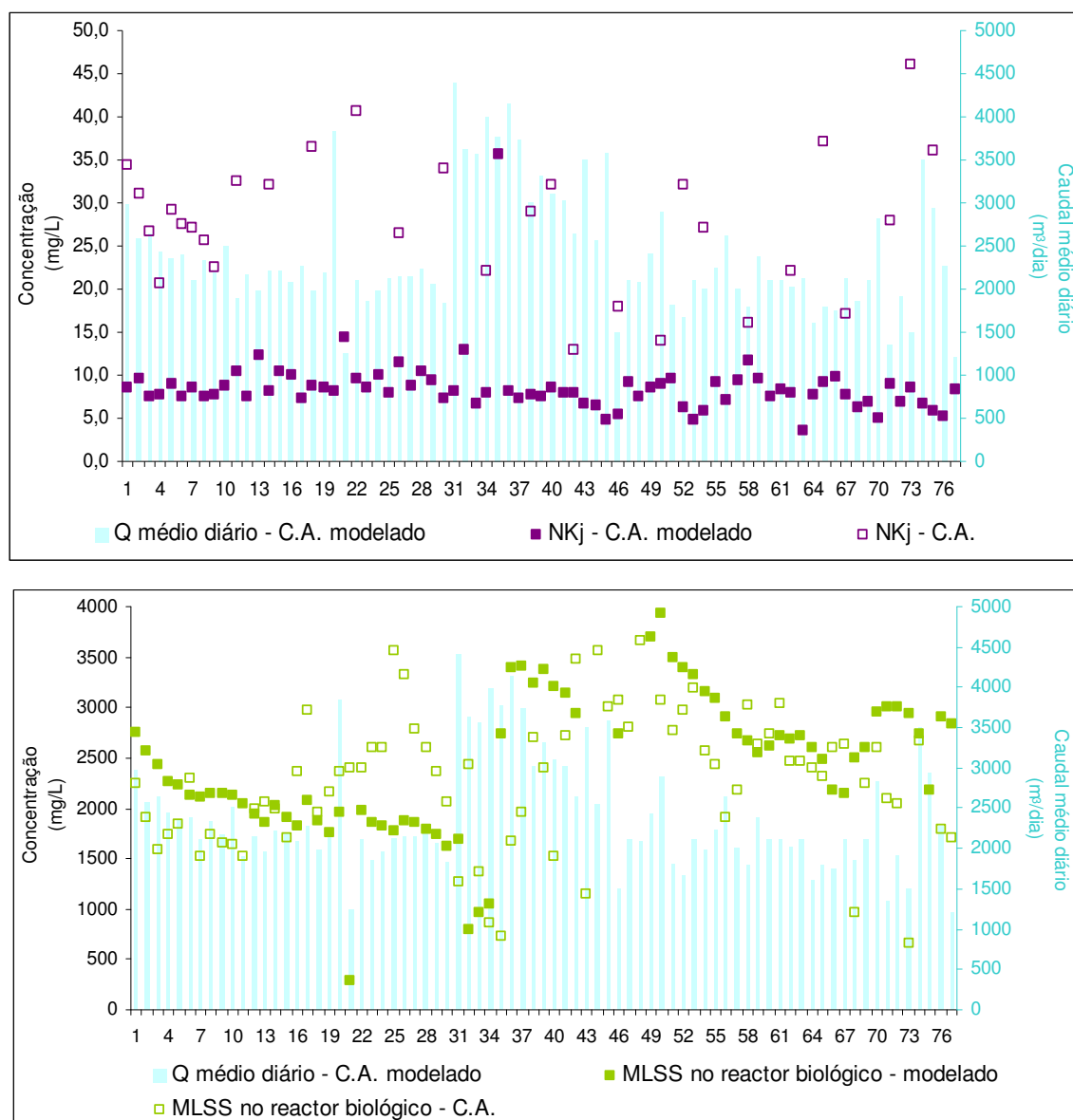




**Figura AIII.4** – Resultados obtidos na 4ª calibração efectuada ao modelo – comparação entre os valores obtidos através do modelo e os resultados experimentais para os parâmetros CBO<sub>5</sub>, CQO, SST, NKj no efluente final tratado e MLSS no reactor biológico

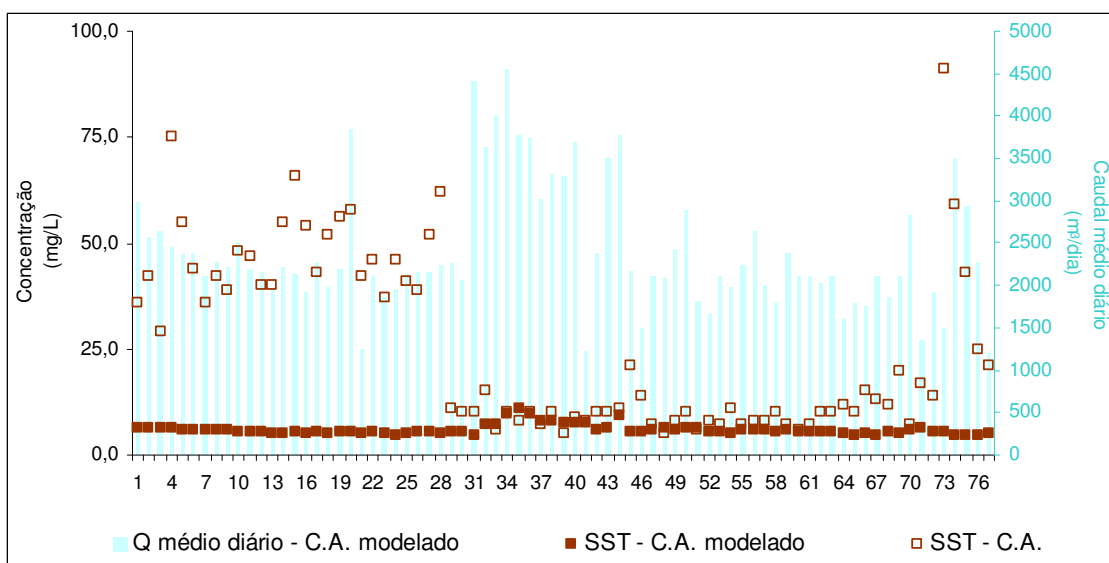
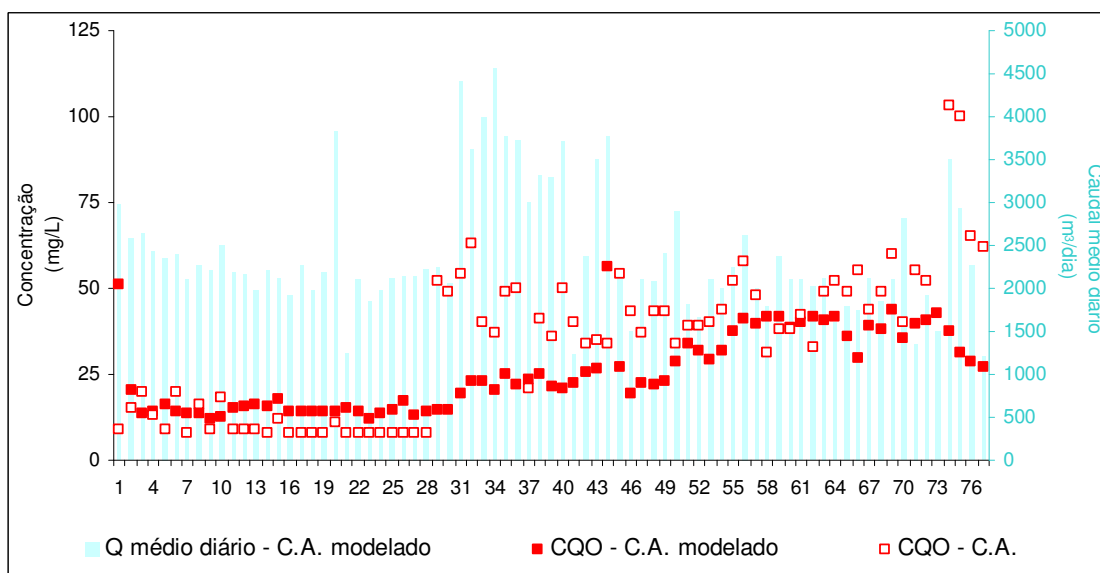
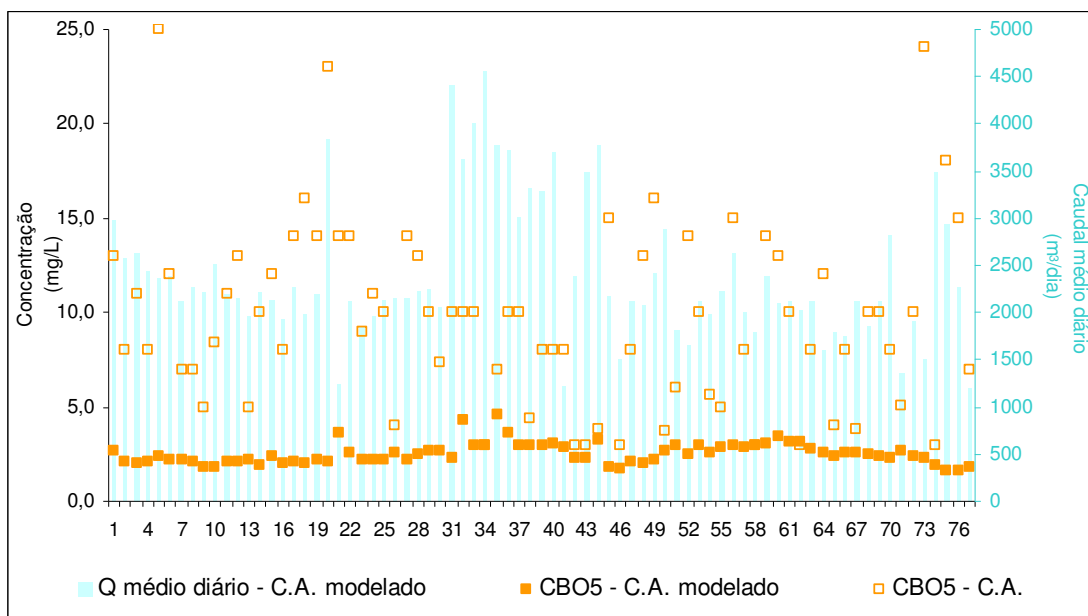
▪ **5ª calibração:** Alteração do parâmetro  $Y_A$

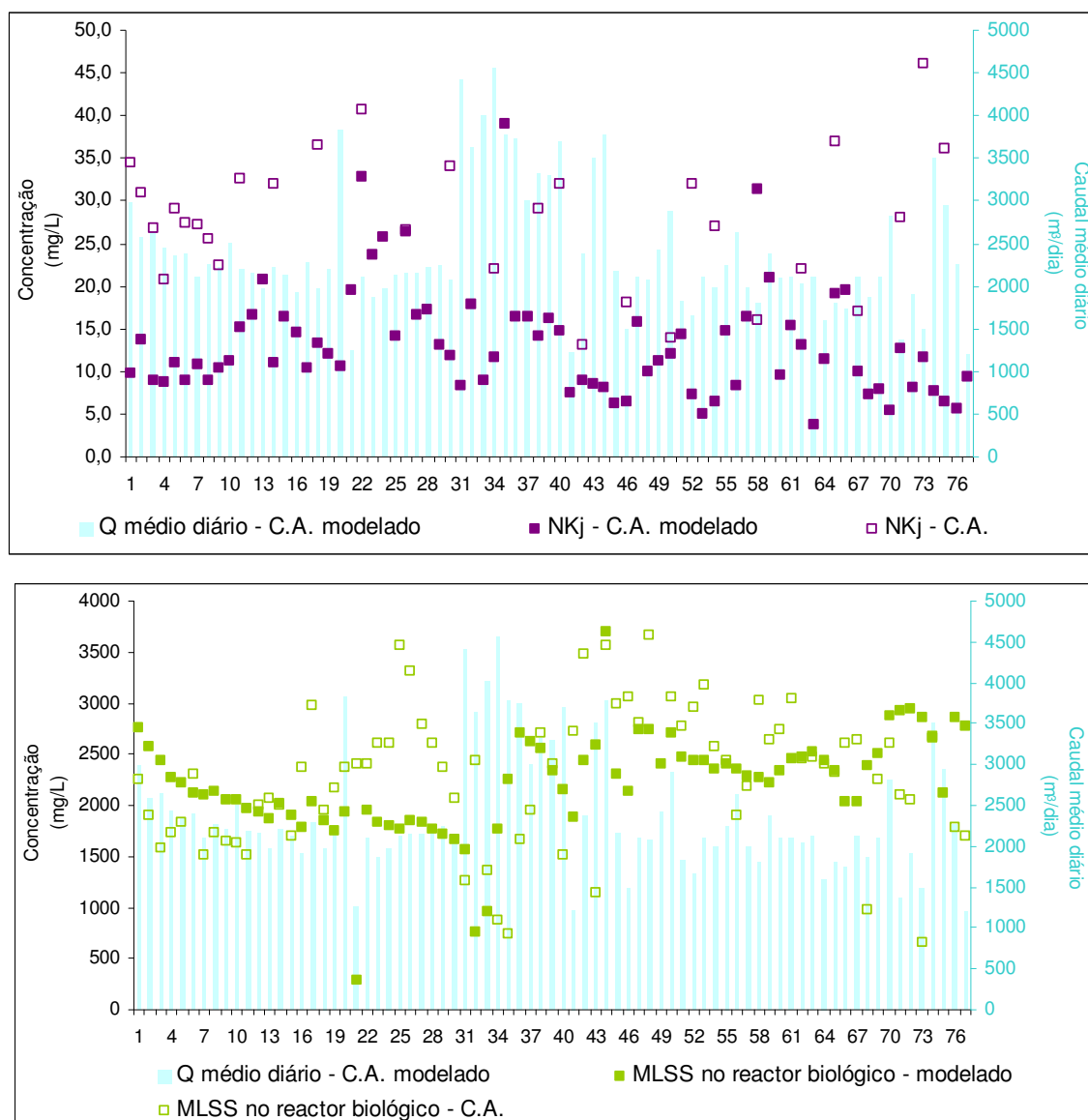




**Figura AIII.5** – Resultados obtidos na 5ª calibração efectuada ao modelo – comparação entre os valores obtidos através do modelo e os resultados experimentais para os parâmetros CBO<sub>5</sub>, CQO, SST, NKj no efluente final tratado e MLSS no reactor biológico

▪ **6ª calibração:** Alteração do parâmetro  $\mu_A$

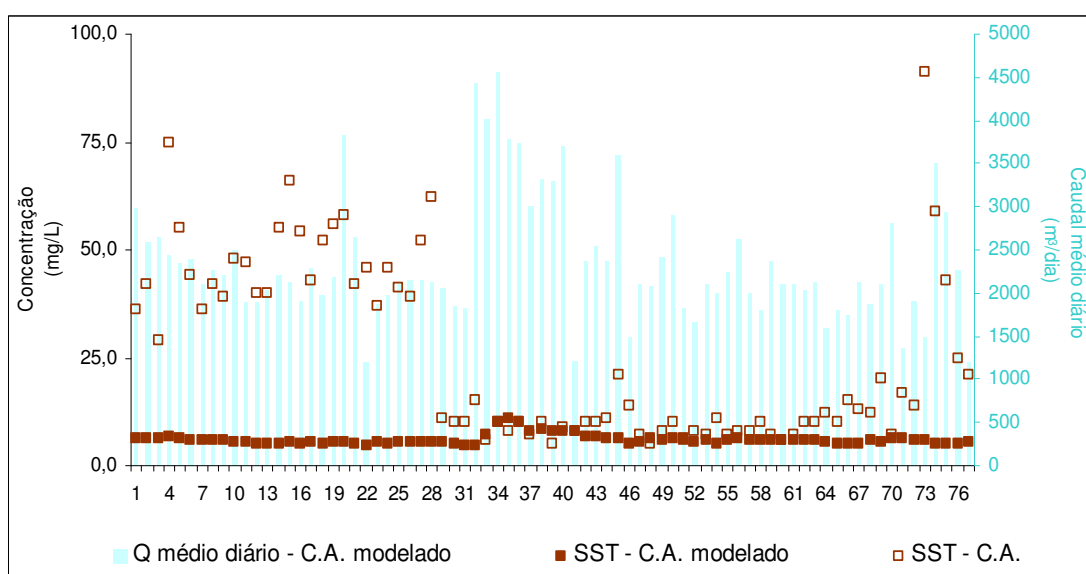
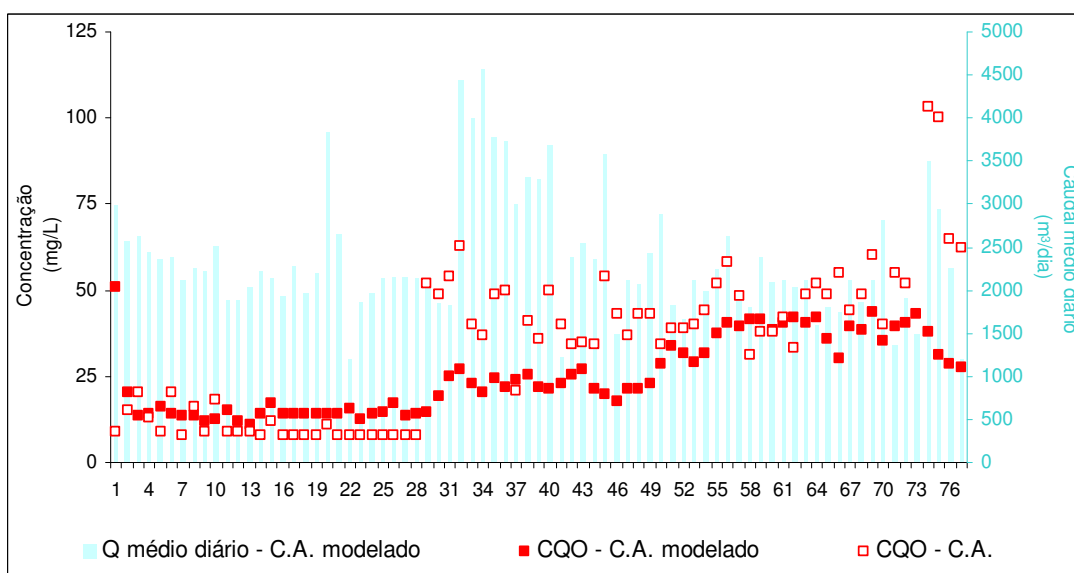
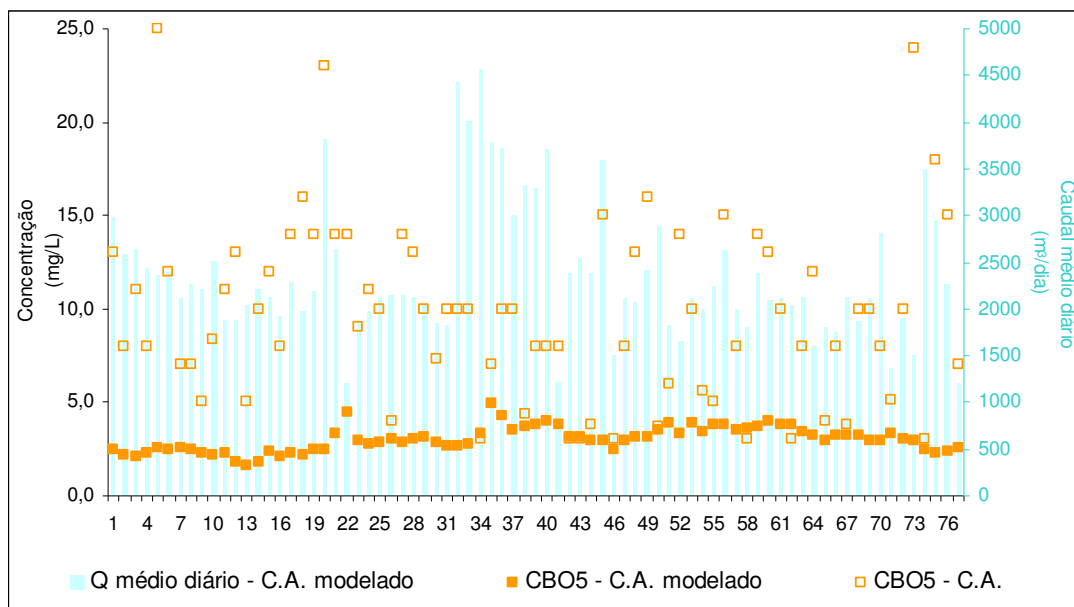


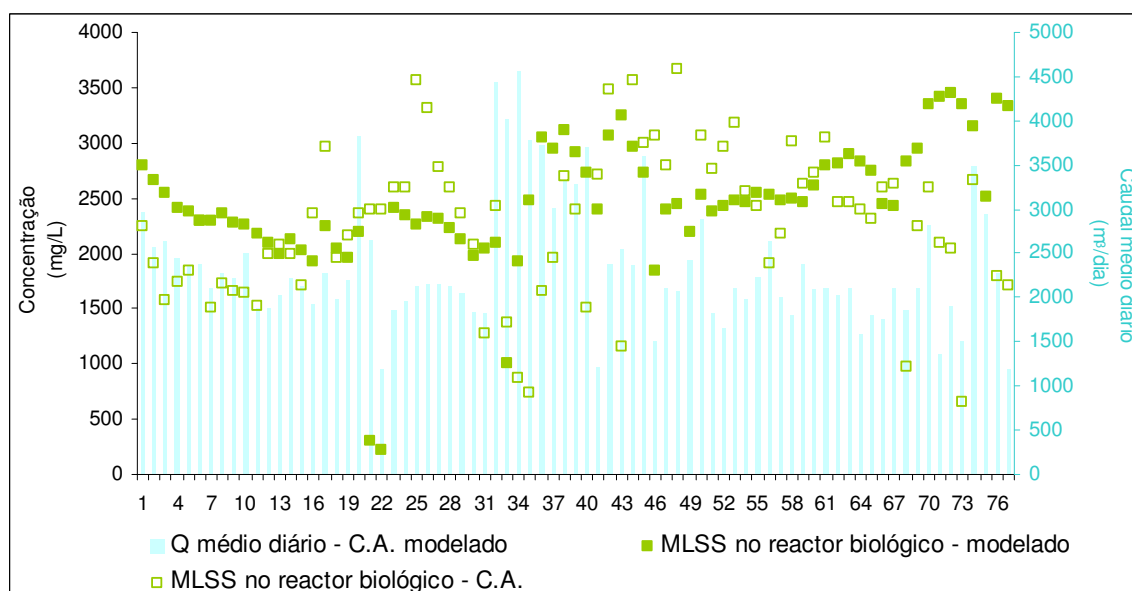
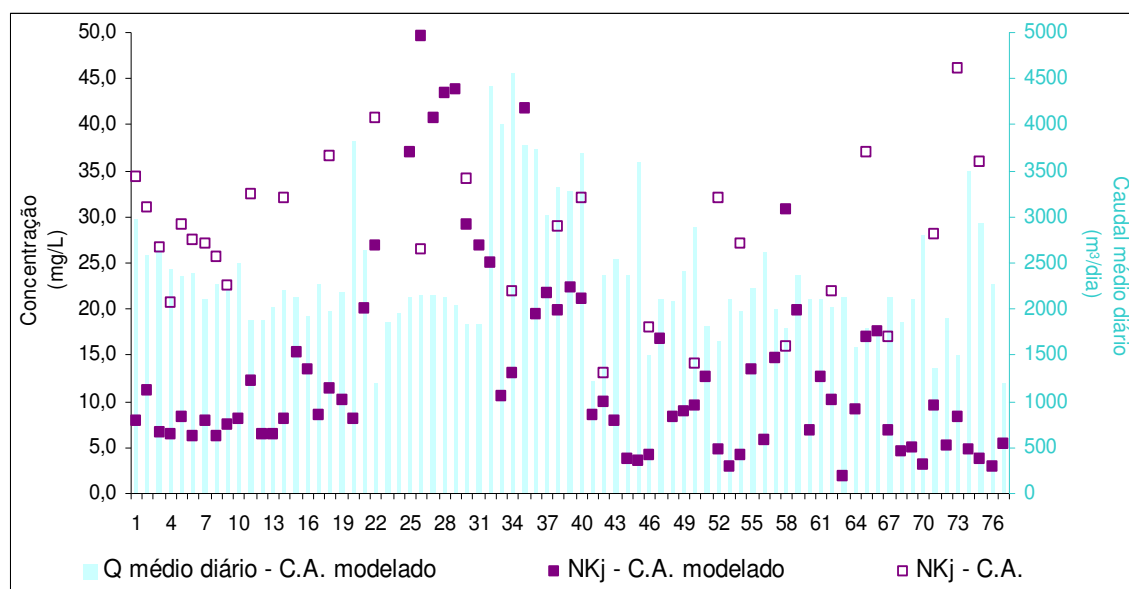


**Figura AIII.6** – Resultados obtidos na 6ª calibração efectuada ao modelo – comparação entre os valores obtidos através do modelo e os resultados experimentais para os parâmetros CBO<sub>5</sub>, CQO, SST, NKj no efluente final tratado e MLSS no reactor biológico



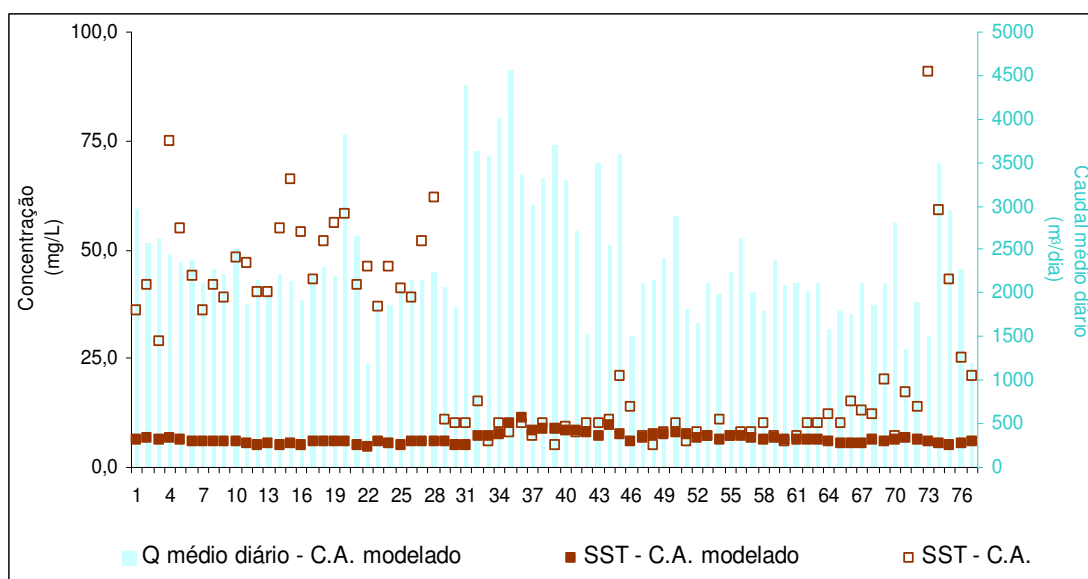
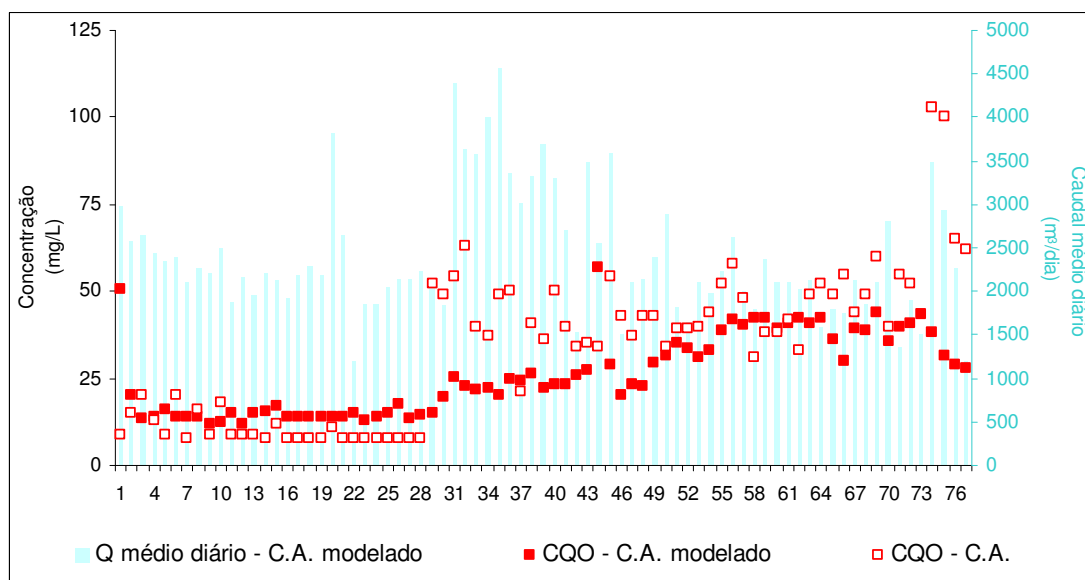
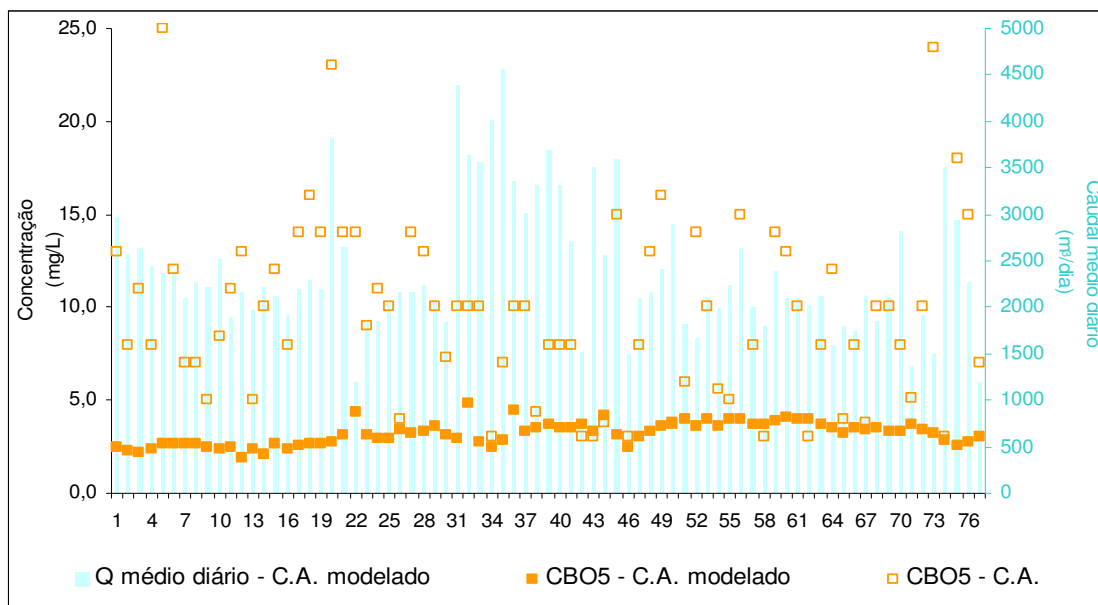
▪ **7ª calibração:** Alteração do parâmetro  $b_H$

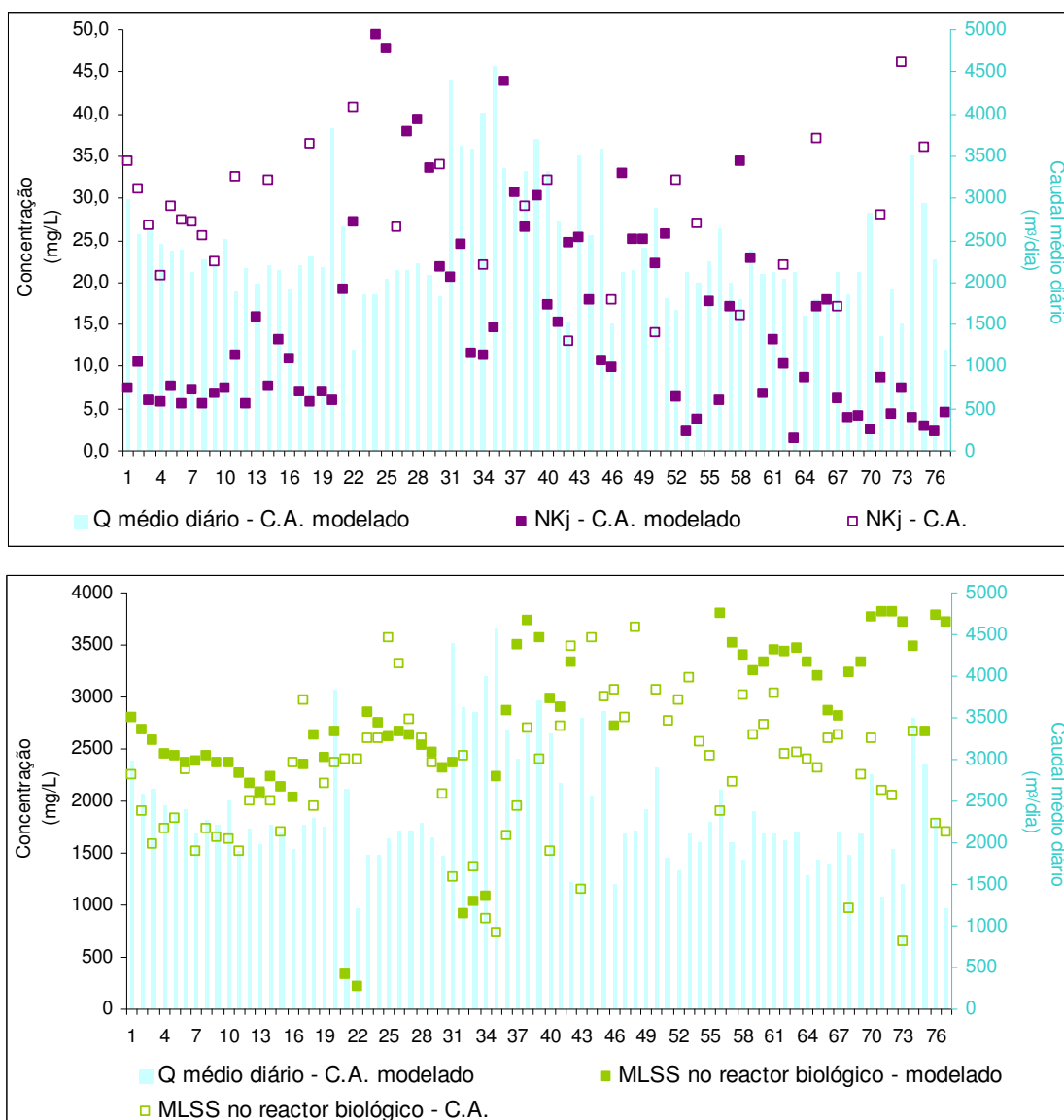




**Figura AIII.7** – Resultados obtidos na 7ª calibração efectuada ao modelo – comparação entre os valores obtidos através do modelo e os resultados experimentais para os parâmetros CBO<sub>5</sub>, CQO, SST, NKj no efluente final tratado e MLSS no reator biológico

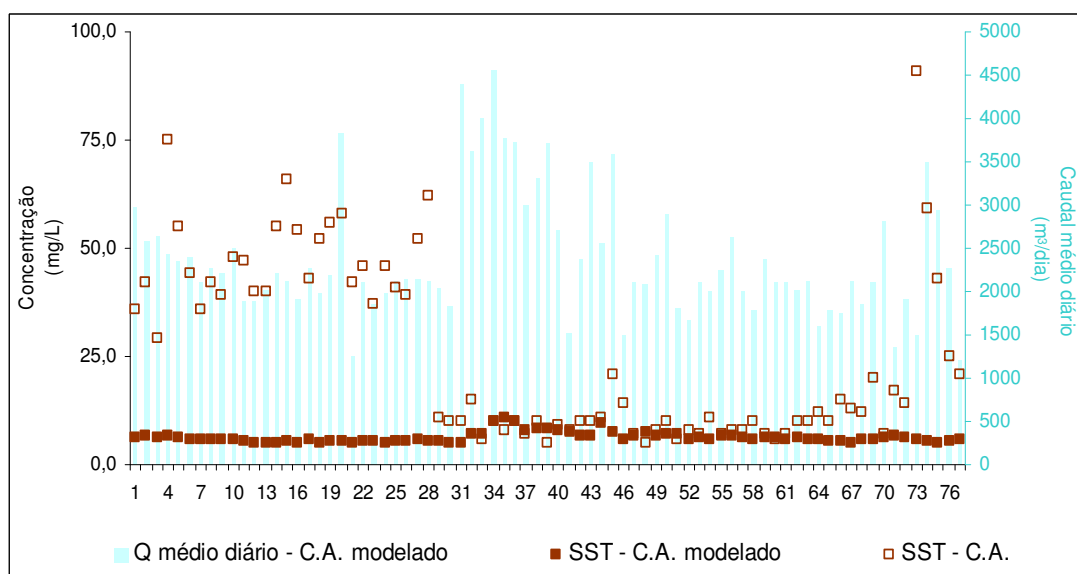
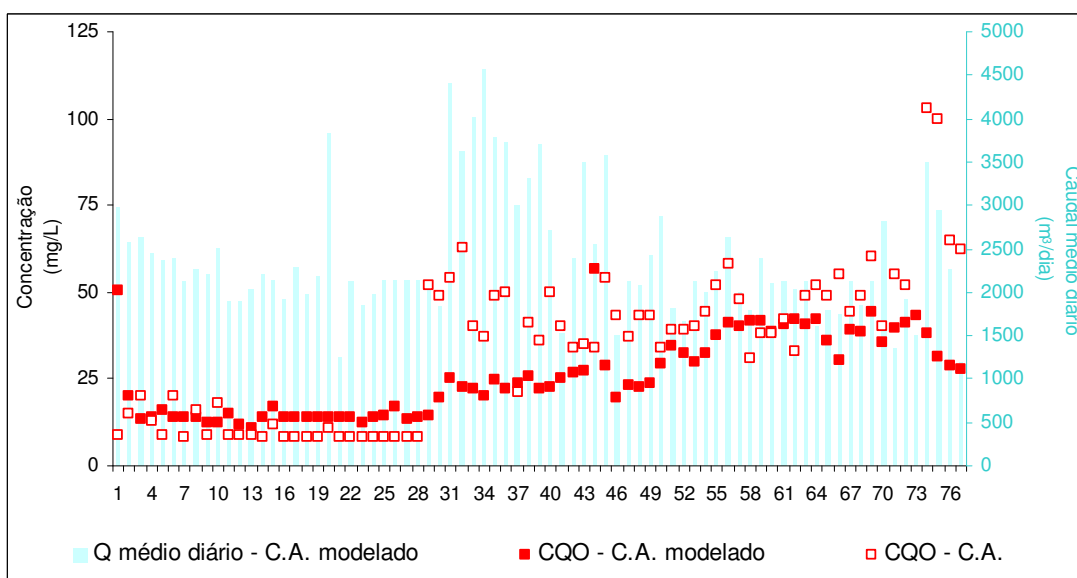
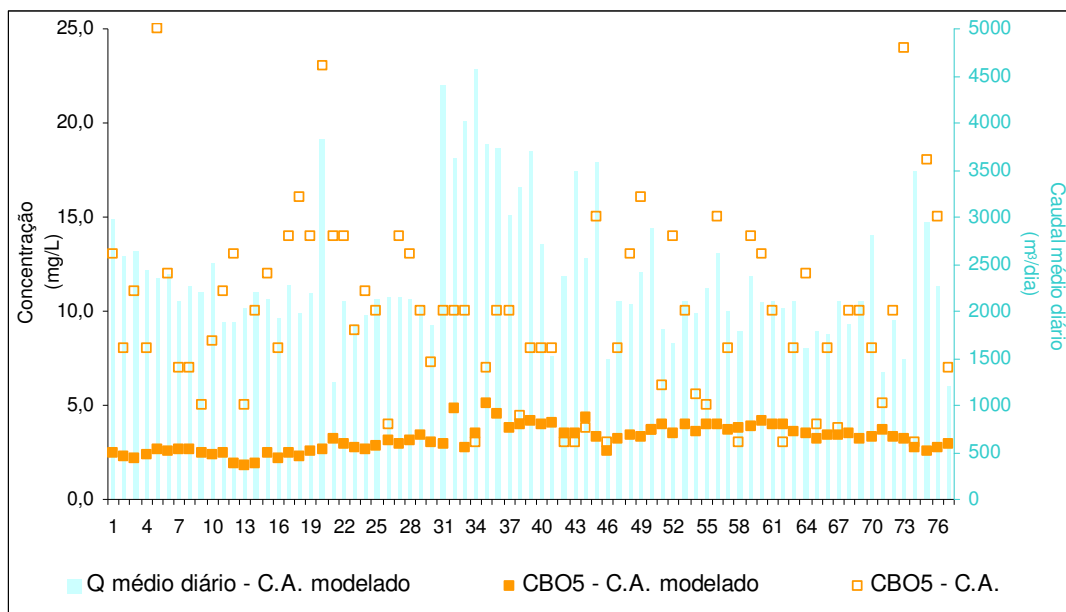
▪ **8ª calibração:** Nova alteração do parâmetro  $b_H$

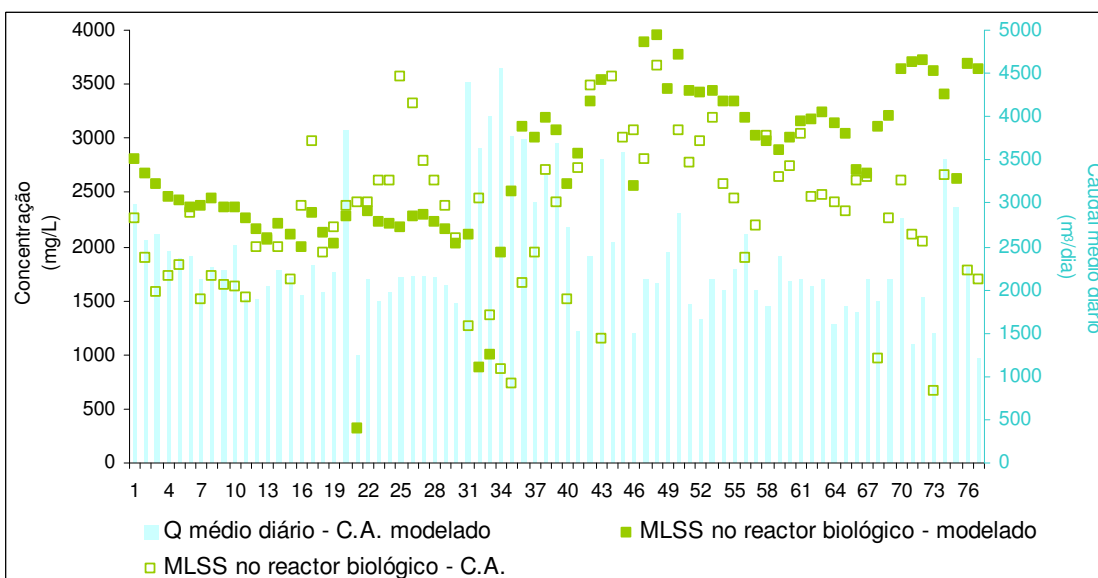
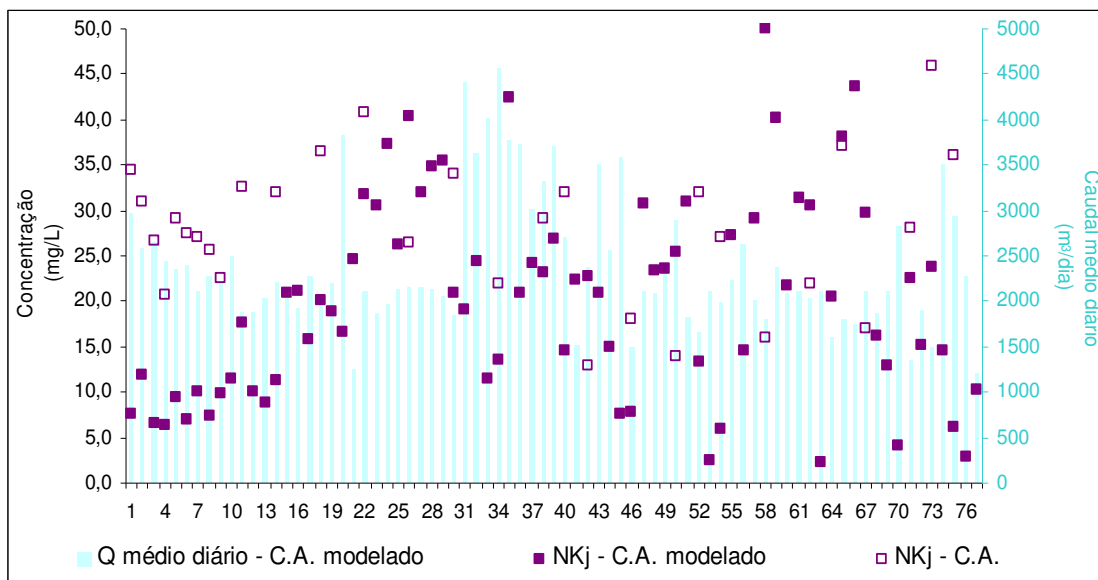




**Figura AIII.8** – Resultados obtidos na 8ª calibração efectuada ao modelo – comparação entre os valores obtidos através do modelo e os resultados experimentais para os parâmetros CBO<sub>5</sub>, CQO, SST, NKj no efluente final tratado e MLSS no reactor biológico

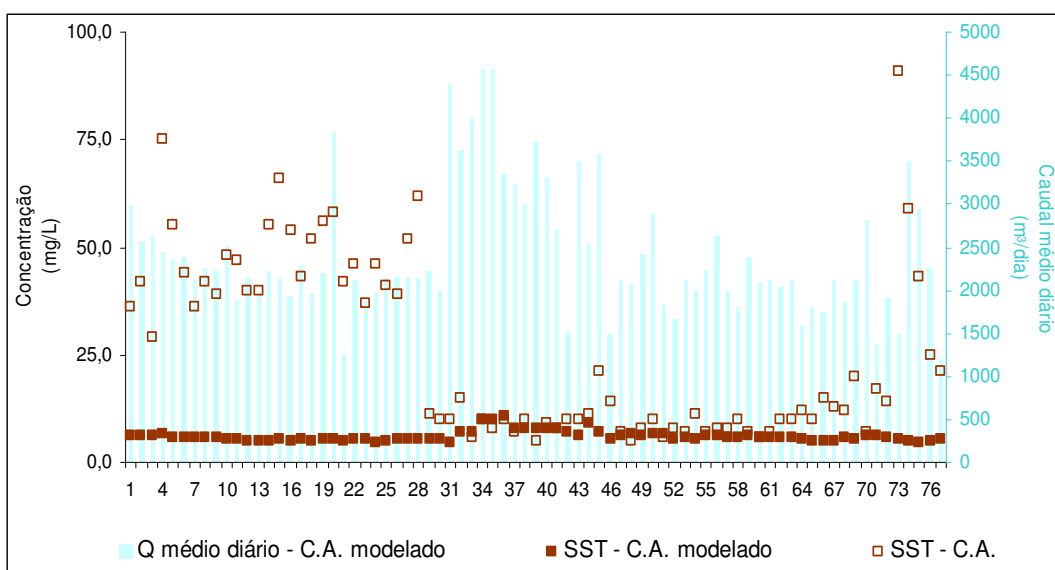
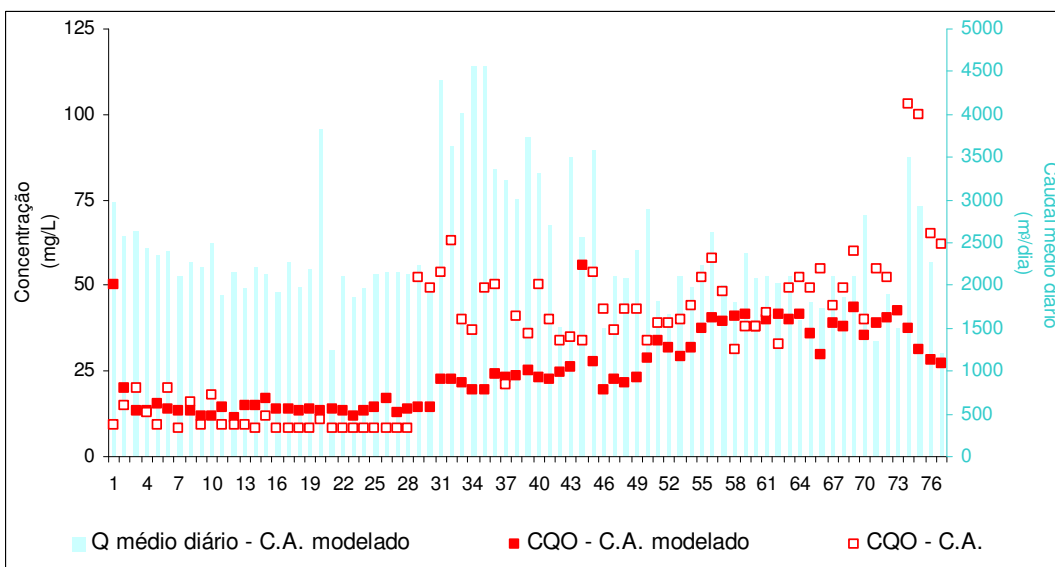
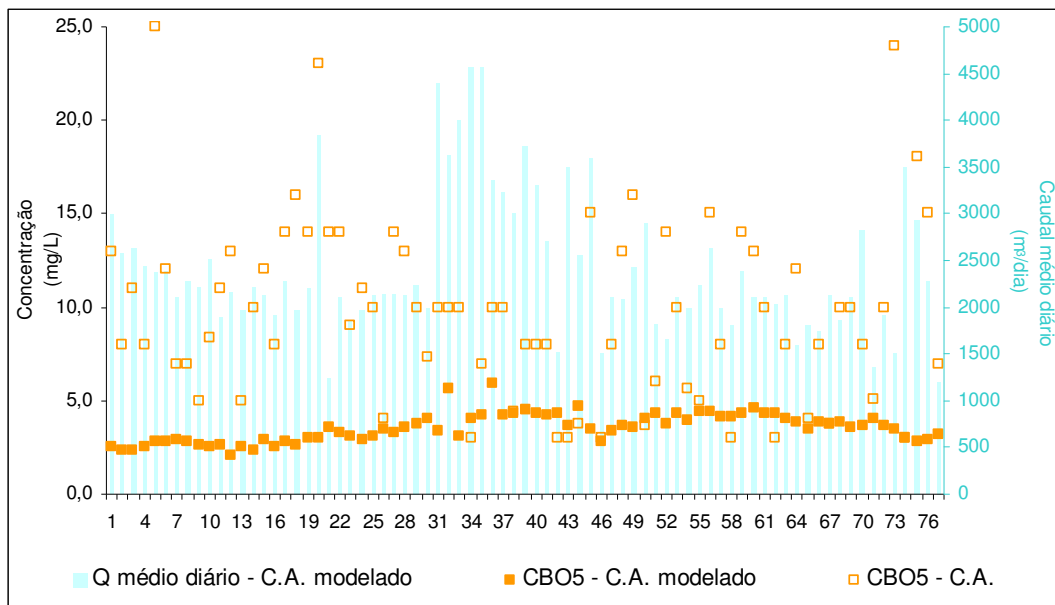
▪ **9ª calibração:** Alteração do parâmetro  $b_A$

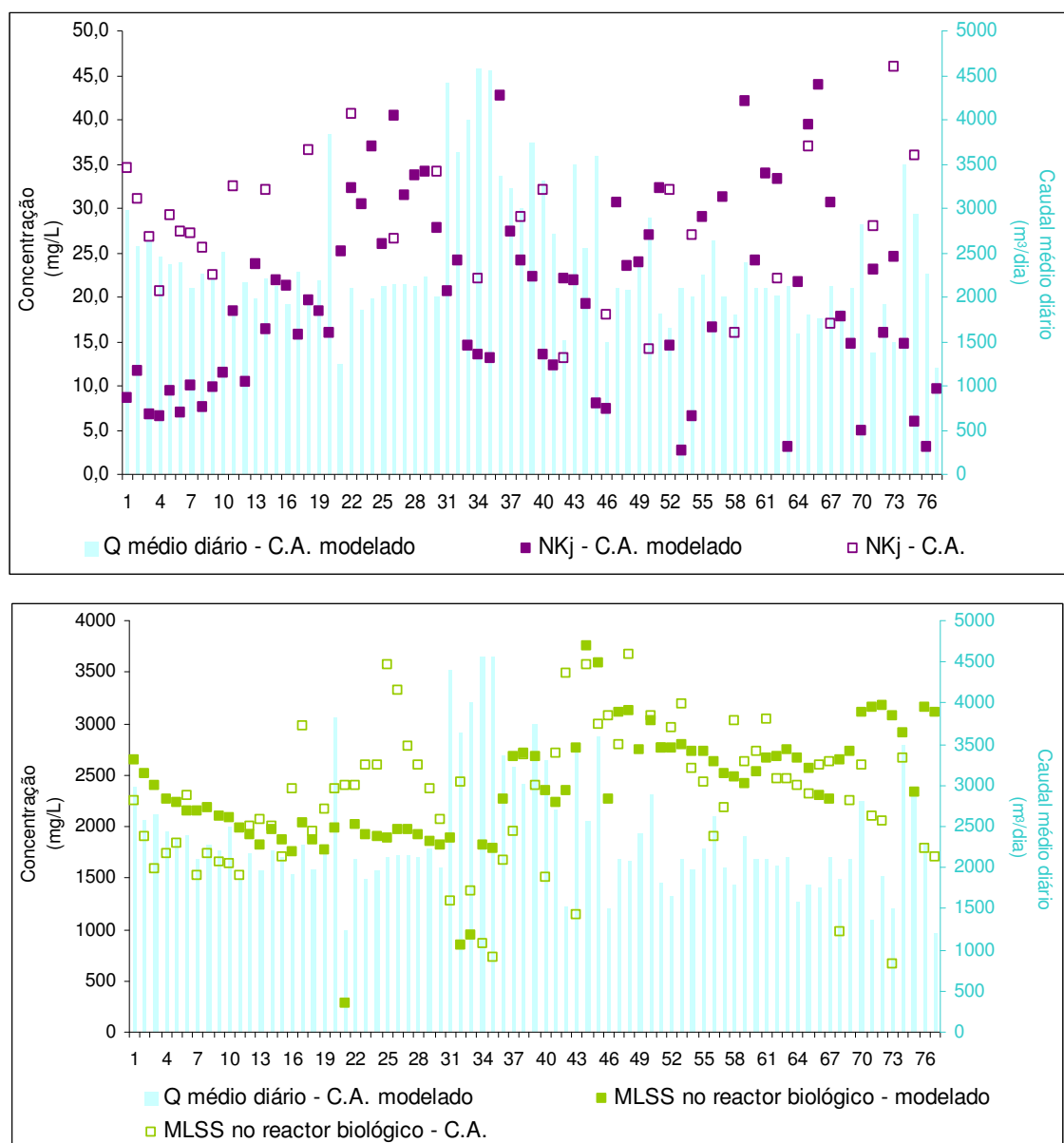




**Figura AIII.9** – Resultados obtidos na 9ª calibração efectuada ao modelo – comparação entre os valores obtidos através do modelo e os resultados experimentais para os parâmetros CBO<sub>5</sub>, CQO, SST, NKj no efluente final tratado e MLSS no reactor biológico

▪ **10ª calibração:** Alteração do rácio CQO<sub>x</sub>/SSV

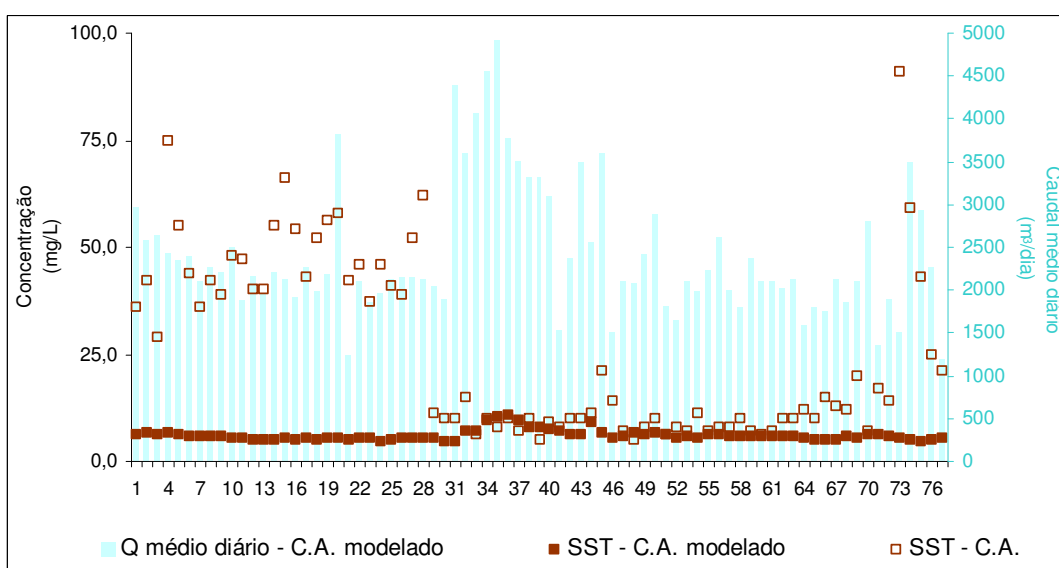
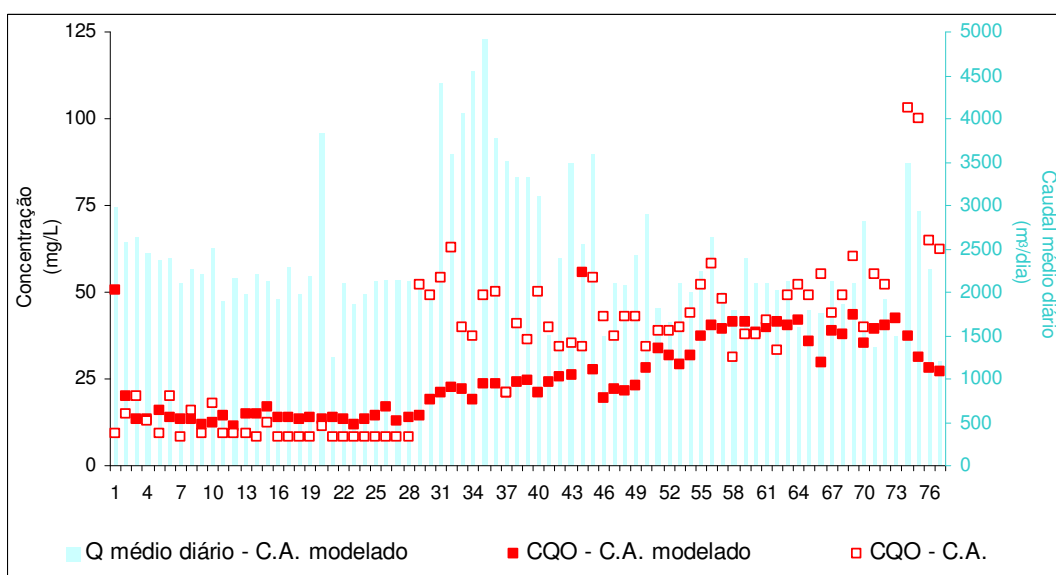
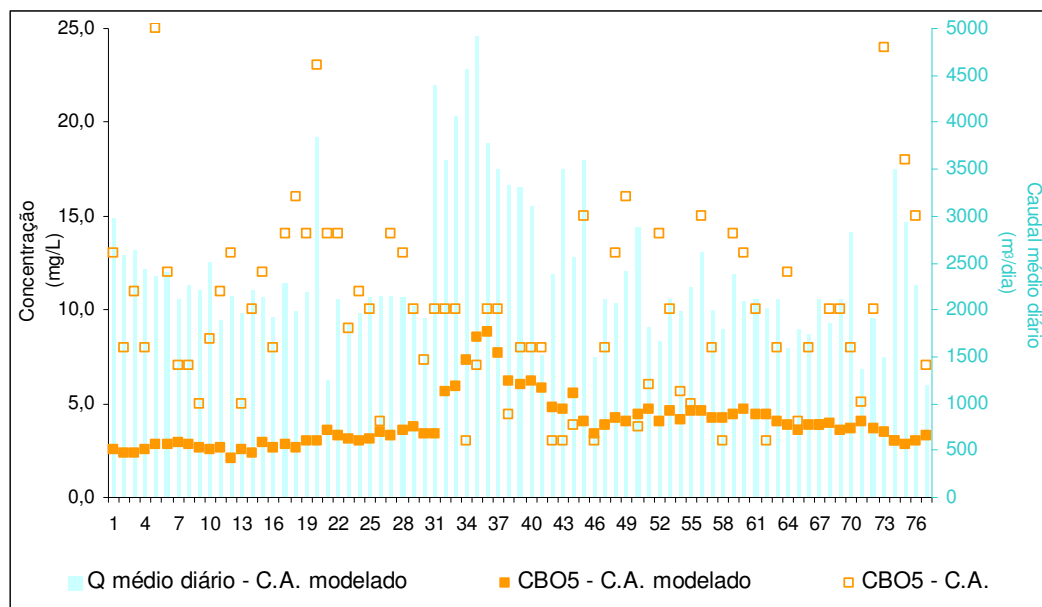


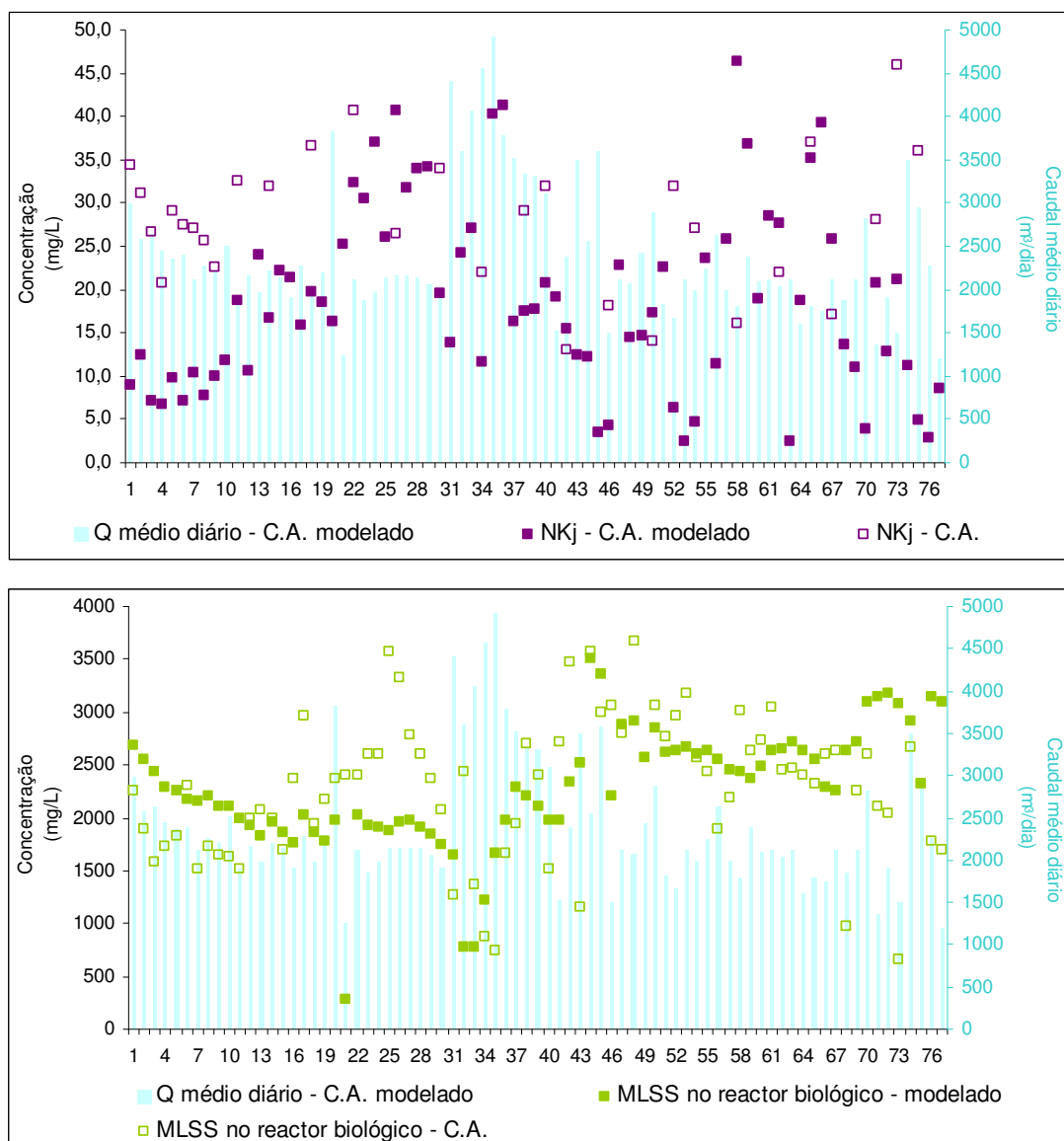


**Figura AIII.10** – Resultados obtidos na 10ª calibração efectuada ao modelo – comparação entre os valores obtidos através do modelo e os resultados experimentais para os parâmetros CBO<sub>5</sub>, CQO, SST, NKj no efluente final tratado e MLSS no reactor biológico



▪ **11ª calibração:** Alteração do parâmetro  $\eta_g$





**Figura AIII.11** – Resultados obtidos na 11ª calibração efectuada ao modelo – comparação entre os valores obtidos através do modelo e os resultados experimentais para os parâmetros CBO<sub>5</sub>, CQO, SST, NKj no efluente final tratado e MLSS no reactor biológico

## ANEXO IV

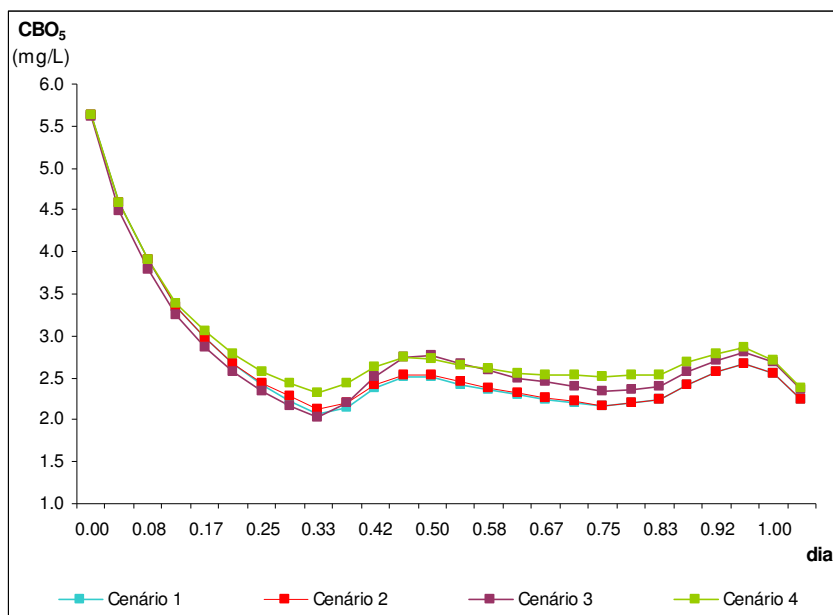
---

Resultados obtidos através da aplicação do modelo calibrado

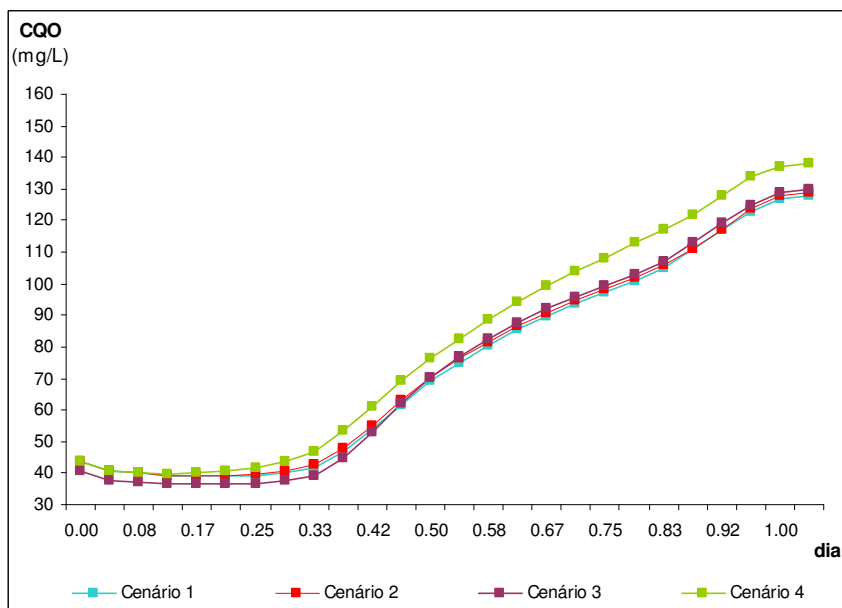


Como referido no capítulo 6, para cada um dos cenários preconizados foram efectuadas simulações para três períodos temporais de afluência de efluentes provenientes da limpeza de fossas sépticas, nomeadamente, para um período de (1) 24h; (2) 166h – 5 dias/semana (considerando-se que no fim-de-semana não ocorrem descargas de limpa-fossas); (3) 336h – 10 dias em 2 semanas (considerando-se, novamente, que nos fins-de-semana não se efectivam descargas de limpa-fossas). Nestas circunstâncias, para cada um dos cenários preconizados e para cada um dos períodos temporais de simulação adoptados, foram obtidos os seguintes resultados:

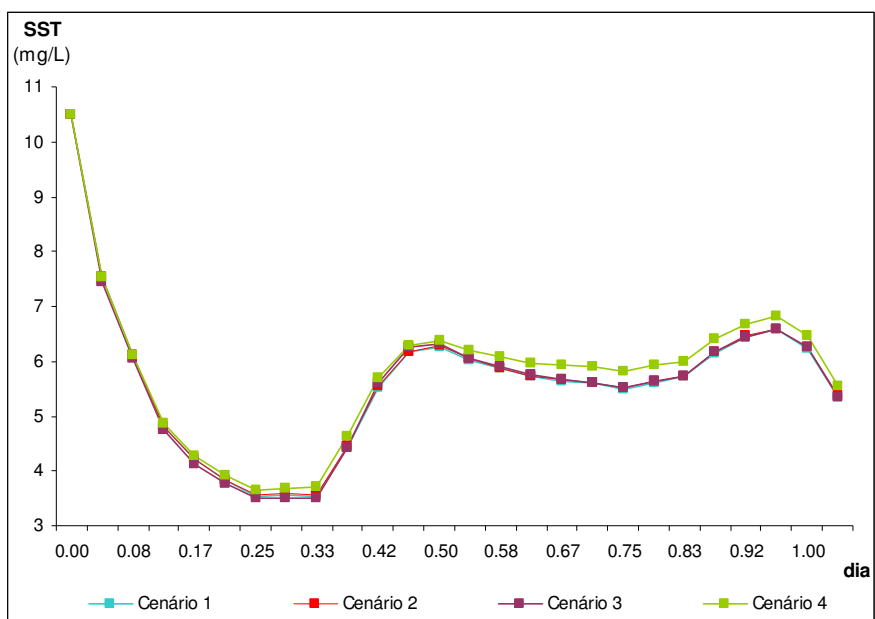
#### (1) Período temporal de 24h



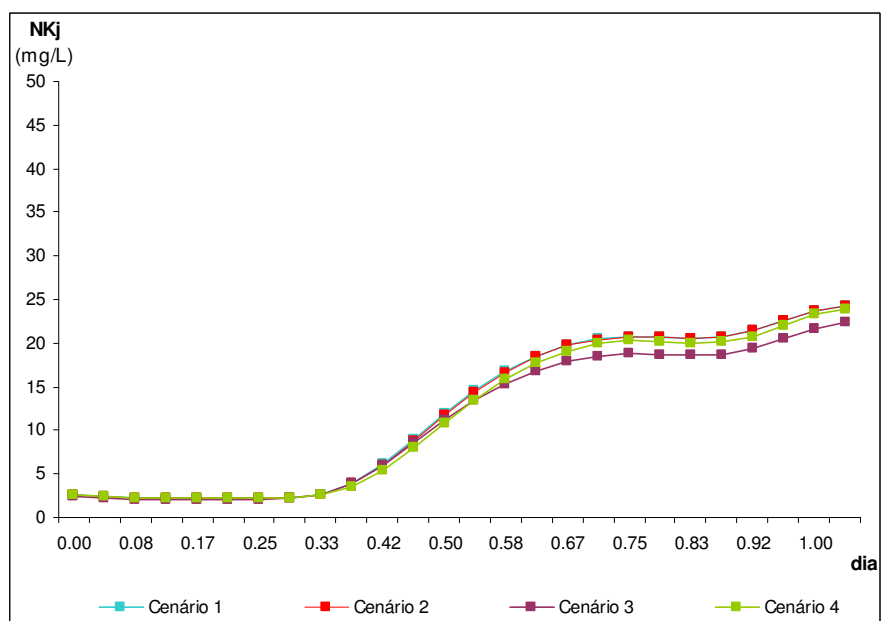
**Figura AIV.1** – Resultados obtidos através da aplicação do modelo calibrado para um período de simulação de 24h – comparação entre os valores de CBO<sub>5</sub> obtidos para o efluente final tratado para cada um dos cenários adoptados



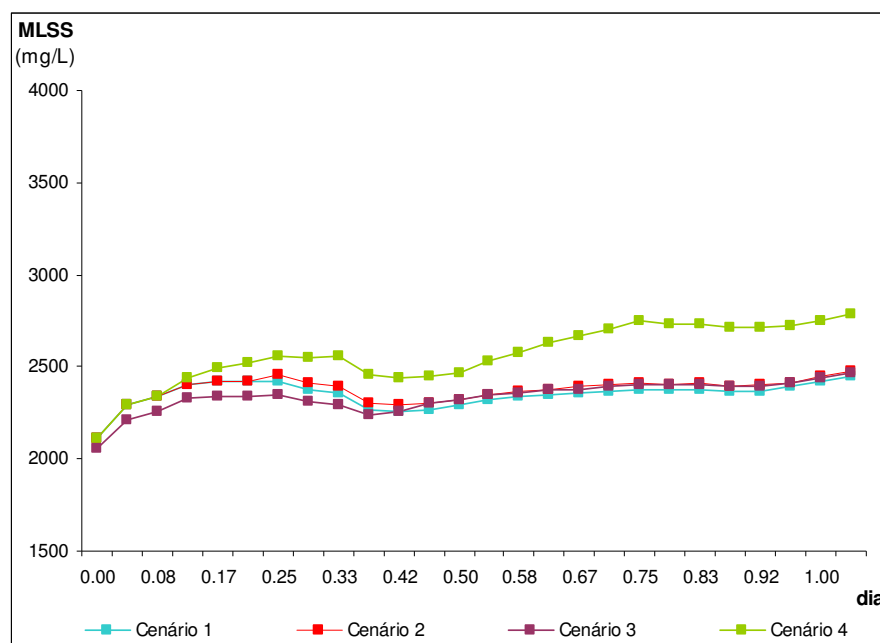
**Figura AIV.2** – Resultados obtidos através da aplicação do modelo calibrado para um período de simulação de 24h – comparação entre os valores de CQO obtidos para o efluente final tratado para cada um dos cenários adoptados



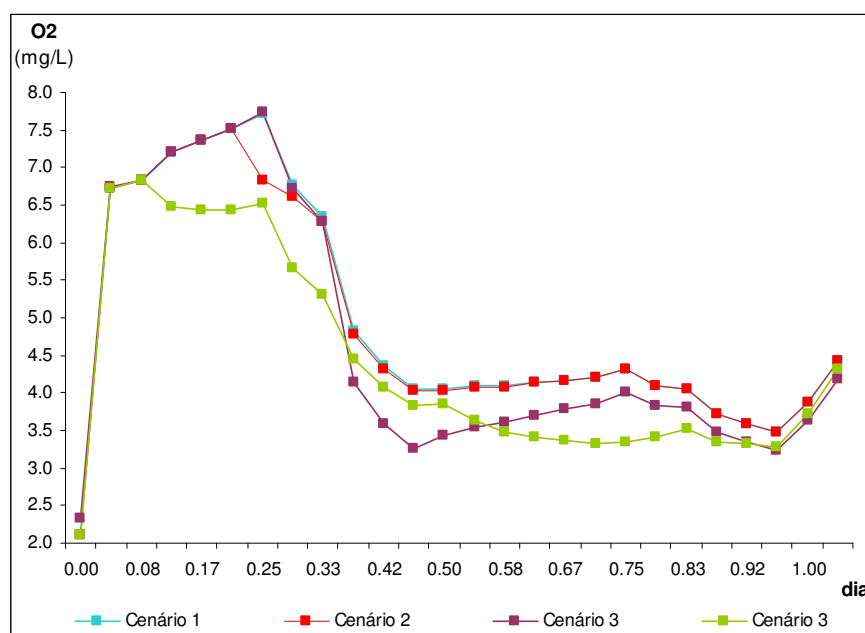
**Figura AIV.3** – Resultados obtidos através da aplicação do modelo calibrado para um período de simulação de 24h – comparação entre os valores de SST obtidos para o efluente final tratado para cada um dos cenários adoptados



**Figura AIV.4** – Resultados obtidos através da aplicação do modelo calibrado para um período de simulação de 24h – comparação entre os valores de NKj obtidos para o efluente final tratado para cada um dos cenários adoptados

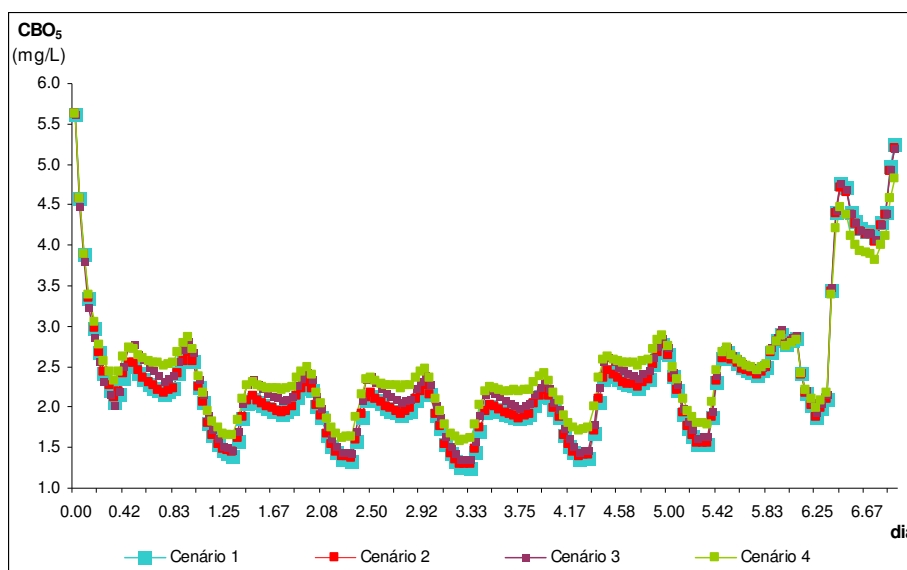


**Figura AIV.5** – Resultados obtidos através da aplicação do modelo calibrado para um período de simulação de 24h – comparação entre os valores de MLSS obtidos no reactor biológico para cada um dos cenários adoptados

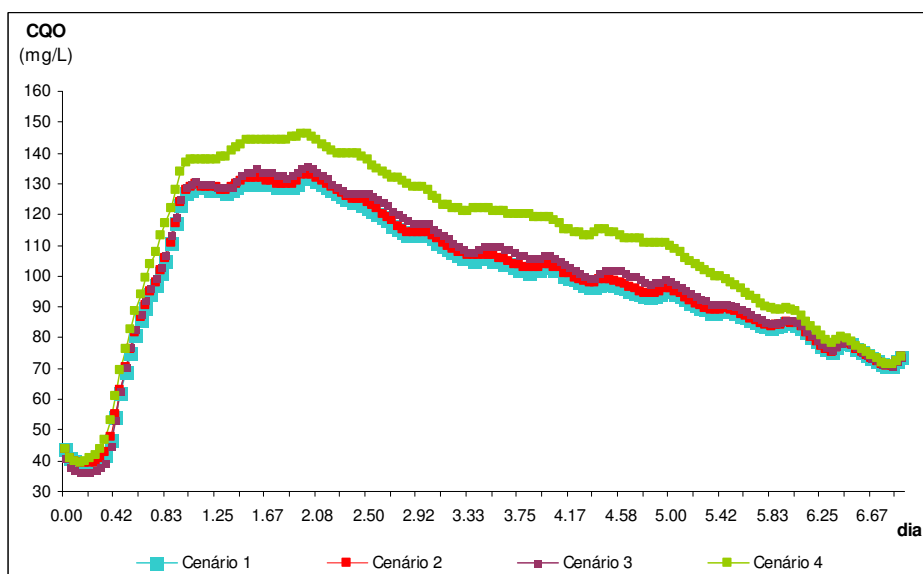


**Figura AIV.6** – Resultados obtidos através da aplicação do modelo calibrado para um período de simulação de 24h – comparação entre os valores de O<sub>2</sub> dissolvido obtidos no reactor biológico para cada um dos cenários adoptados

(2) **Período temporal de 166h – 7 dias (1 semana)** de simulação em que nos primeiros 5 dias foram consideradas descargas de limpa-fossas

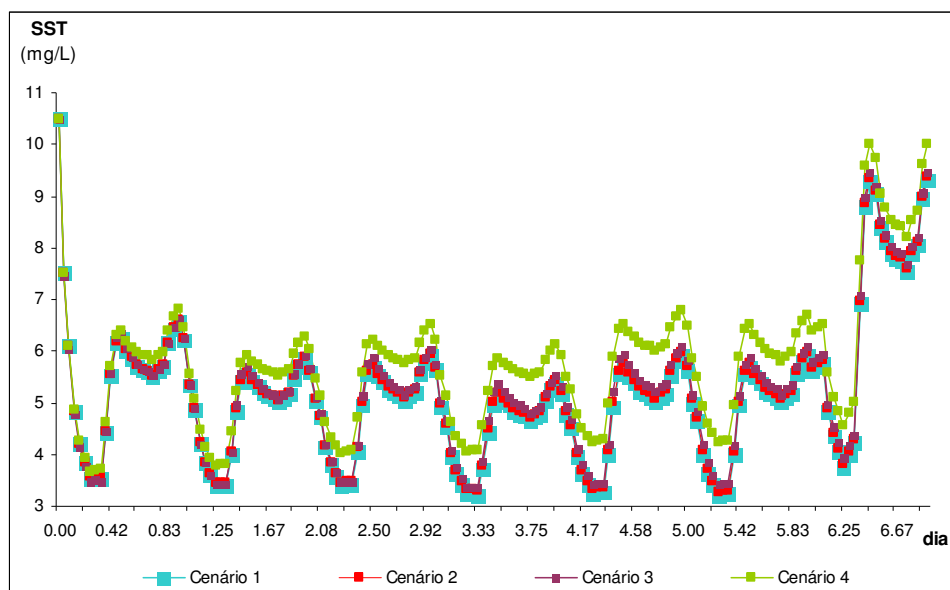


**Figura AIV.7** – Resultados obtidos através da aplicação do modelo calibrado para um período de simulação de 166h – comparação entre os valores de CBO<sub>5</sub> obtidos para o efluente final tratado para cada um dos cenários adotados

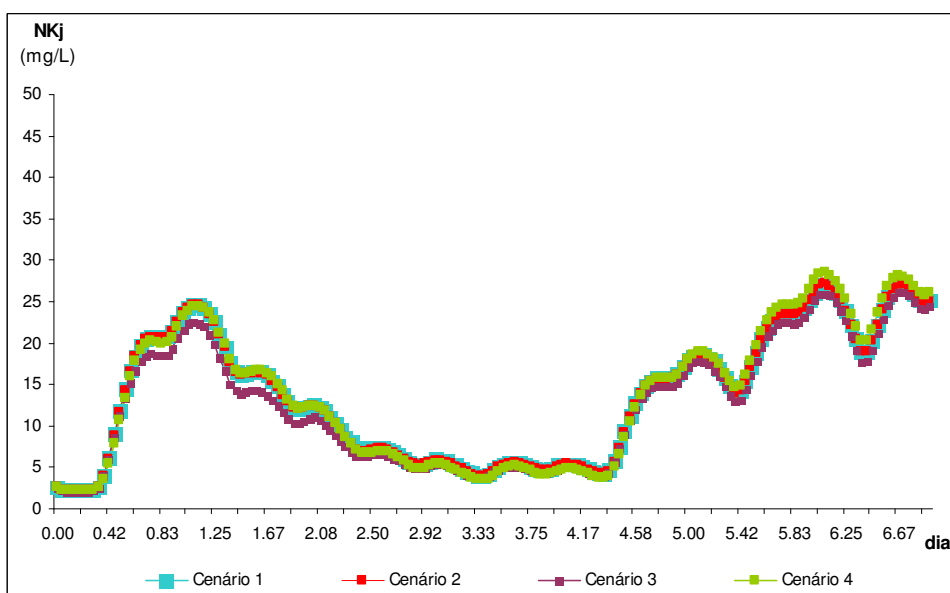


**Figura AIV.8** – Resultados obtidos através da aplicação do modelo calibrado para um período de simulação de 166h – comparação entre os valores de CQO obtidos para o efluente final tratado para cada um dos cenários adotados

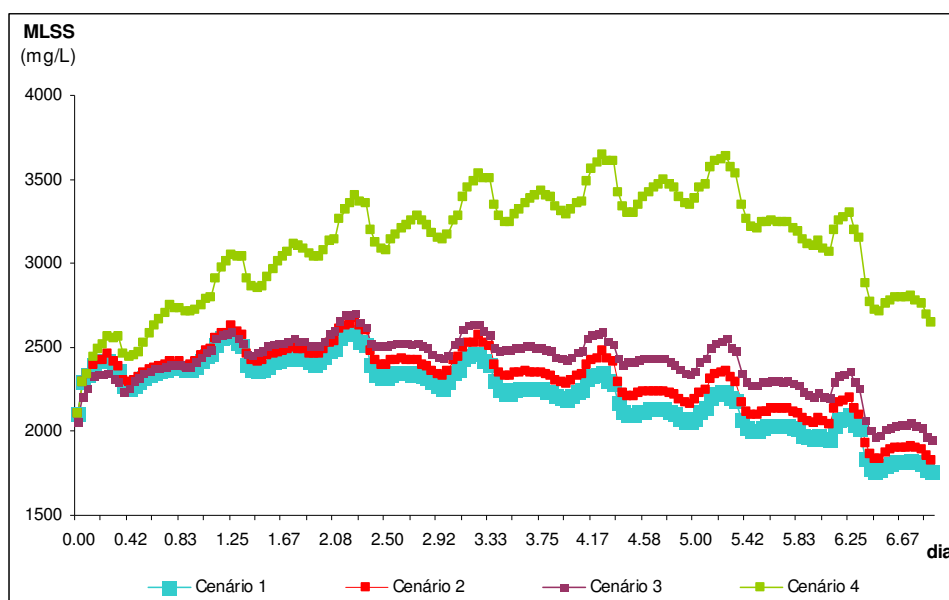




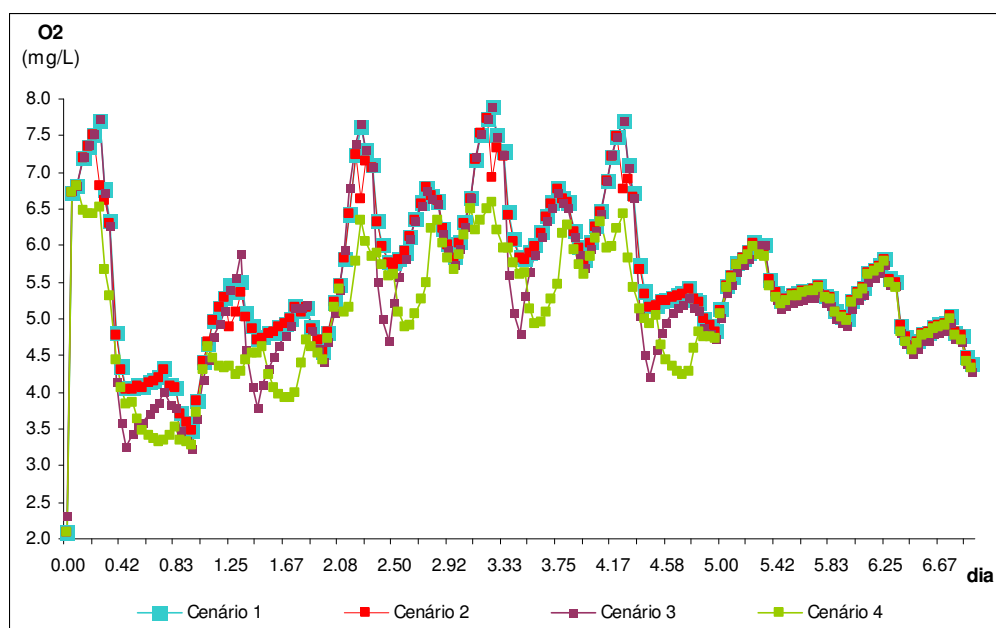
**Figura AIV.9** – Resultados obtidos através da aplicação do modelo calibrado para um período de simulação de 166h – comparação entre os valores de SST obtidos para o efluente final tratado para cada um dos cenários adoptados



**Figura AIV.10** – Resultados obtidos através da aplicação do modelo calibrado para um período de simulação de 166h – comparação entre os valores de NKj obtidos para o efluente final tratado para cada um dos cenários adoptados

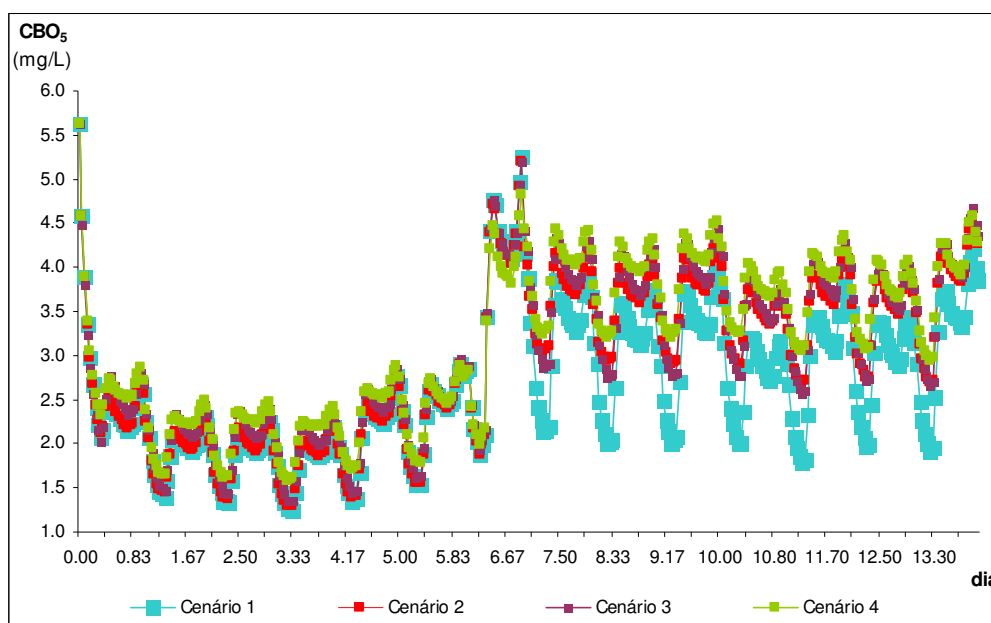


**Figura AIV.11** – Resultados obtidos através da aplicação do modelo calibrado para um período de simulação de 166h – comparação entre os valores de MLSS obtidos no reactor biológico para cada um dos cenários adoptados

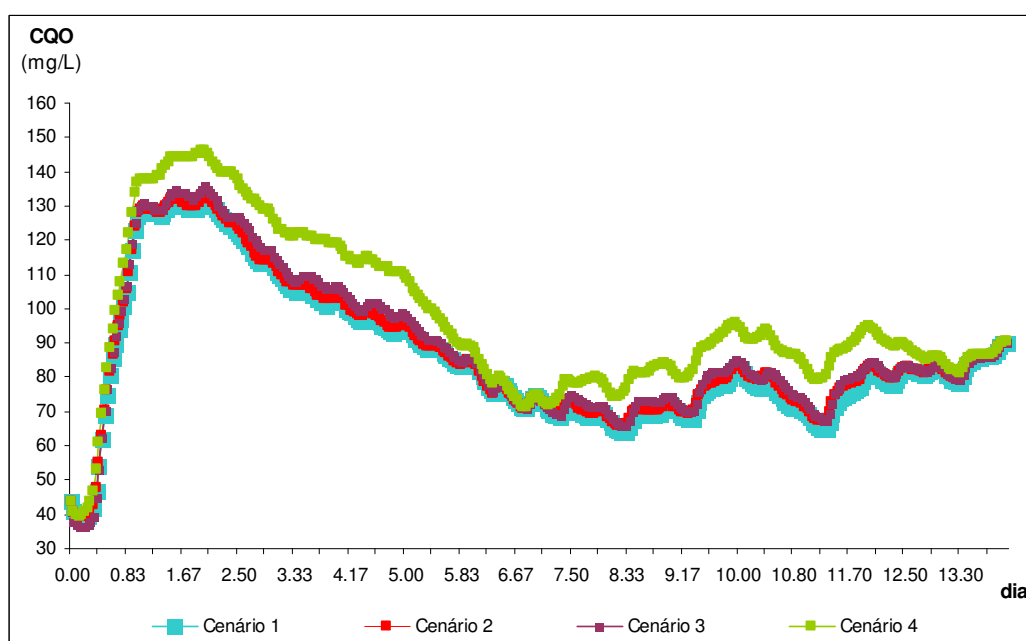


**Figura AIV.12** – Resultados obtidos através da aplicação do modelo calibrado para um período de simulação de 166h – comparação entre os valores de O<sub>2</sub> dissolvido obtidos no reactor biológico para cada um dos cenários adoptados

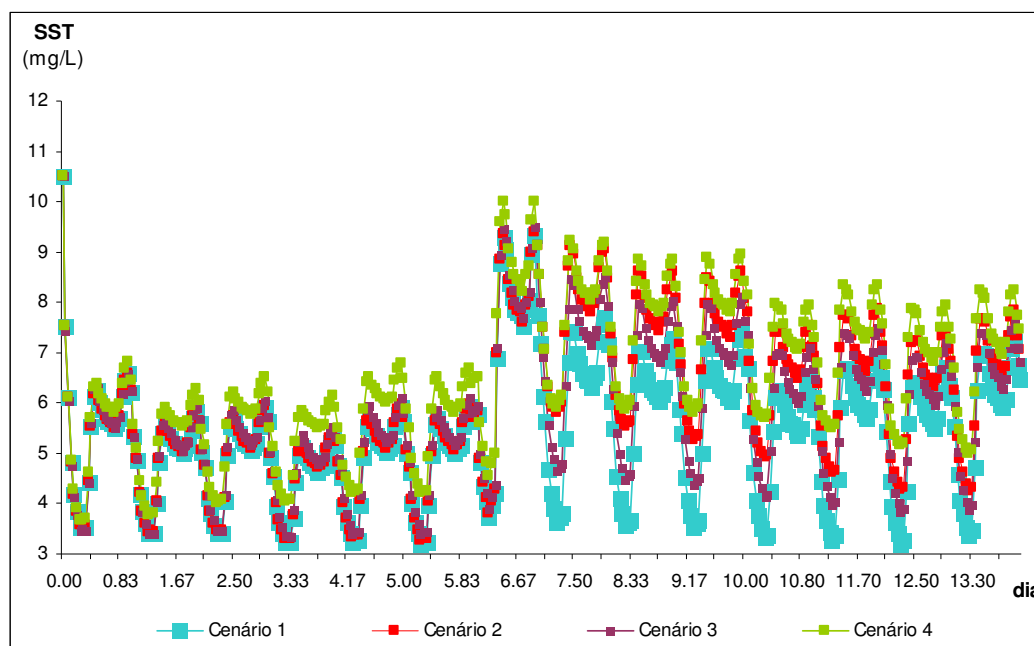
(2) **Período temporal de 336h – 14 dias (2 semanas)** de simulação em que nos primeiros 5 dias de cada semana foram consideradas descargas de limpa-fossas



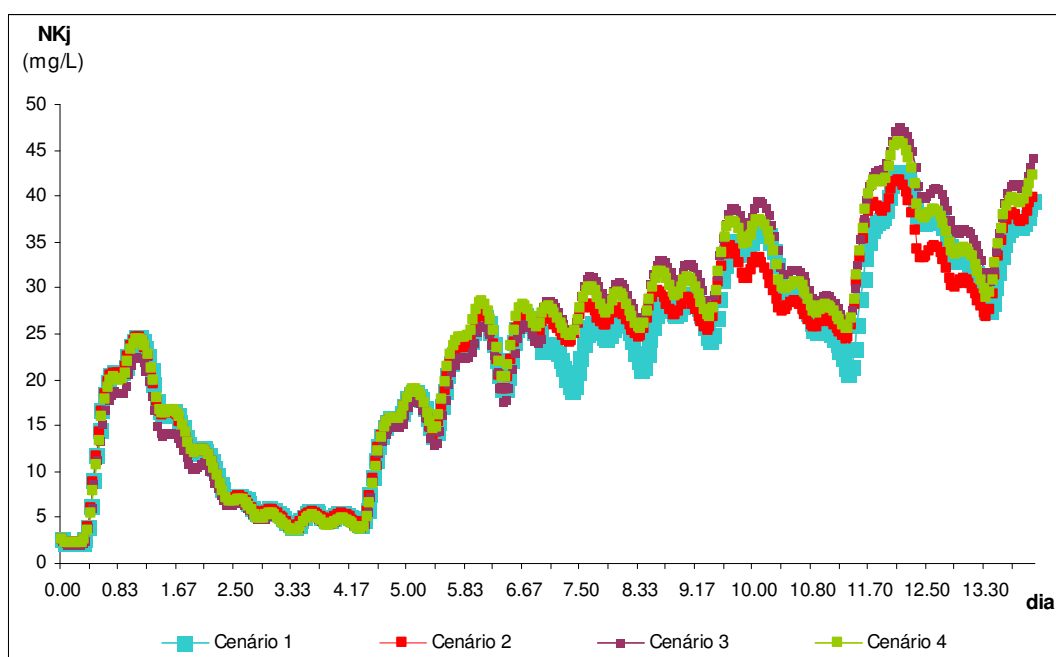
**Figura AIV.13** – Resultados obtidos através da aplicação do modelo calibrado para um período de simulação de 166h – comparação entre os valores de CBO<sub>5</sub> obtidos para o efluente final tratado para cada um dos cenários adoptados



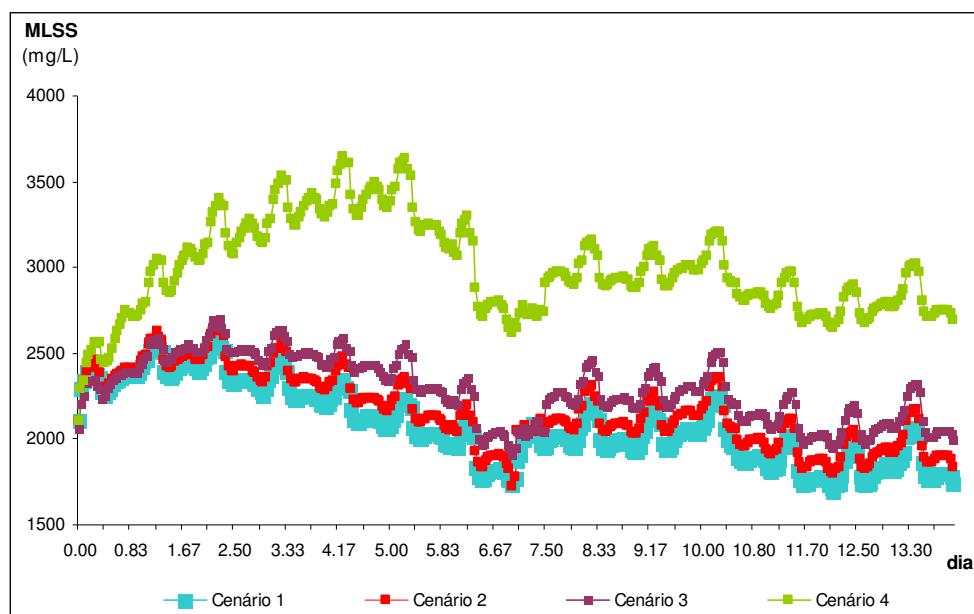
**Figura AIV.14** – Resultados obtidos através da aplicação do modelo calibrado para um período de simulação de 166h – comparação entre os valores de CQO obtidos para o efluente final tratado para cada um dos cenários adoptados



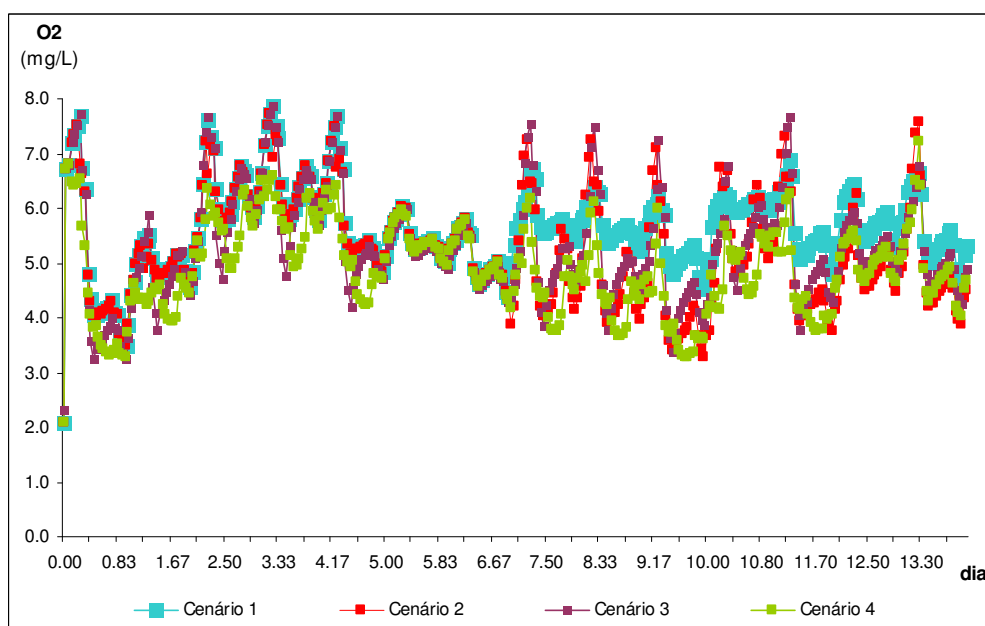
**Figura AIV.15** – Resultados obtidos através da aplicação do modelo calibrado para um período de simulação de 166h – comparação entre os valores de SST obtidos para o efluente final tratado para cada um dos cenários adoptados



**Figura AIV.16** – Resultados obtidos através da aplicação do modelo calibrado para um período de simulação de 166h – comparação entre os valores de NKj obtidos para o efluente final tratado para cada um dos cenários adoptados

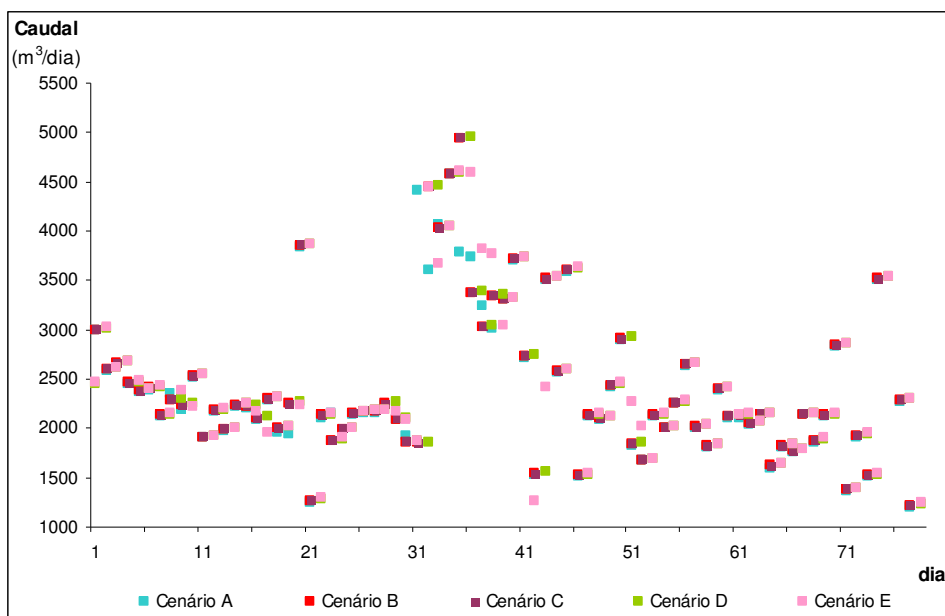


**Figura AIV.17** – Resultados obtidos através da aplicação do modelo calibrado para um período de simulação de 166h – comparação entre os valores de MLSS obtidos no reactor biológico para cada um dos cenários adoptados

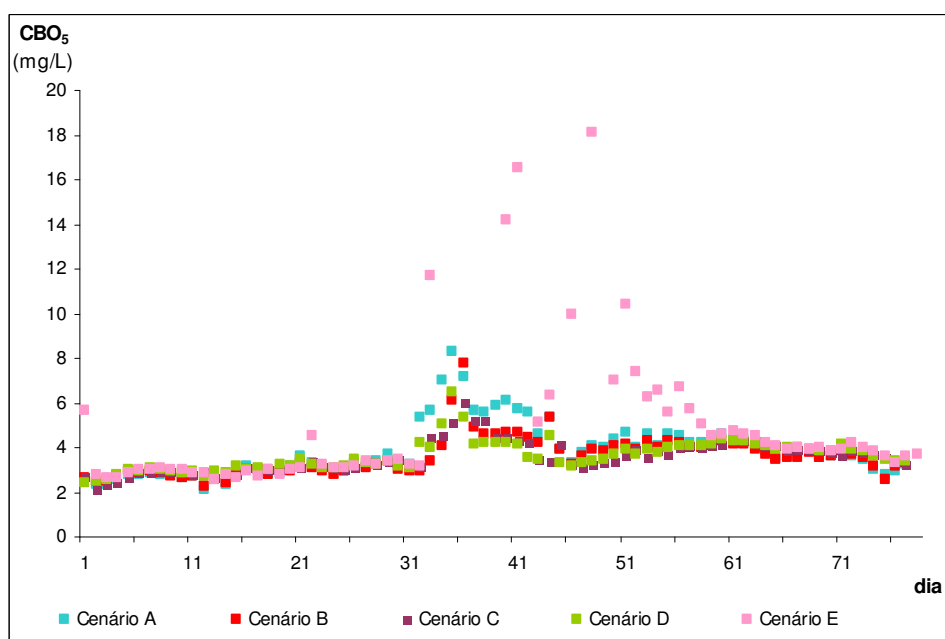


**Figura AIV.18** – Resultados obtidos através da aplicação do modelo calibrado para um período de simulação de 166h – comparação entre os valores de O<sub>2</sub> dissolvido obtidos no reactor biológico para cada um dos cenários adoptados

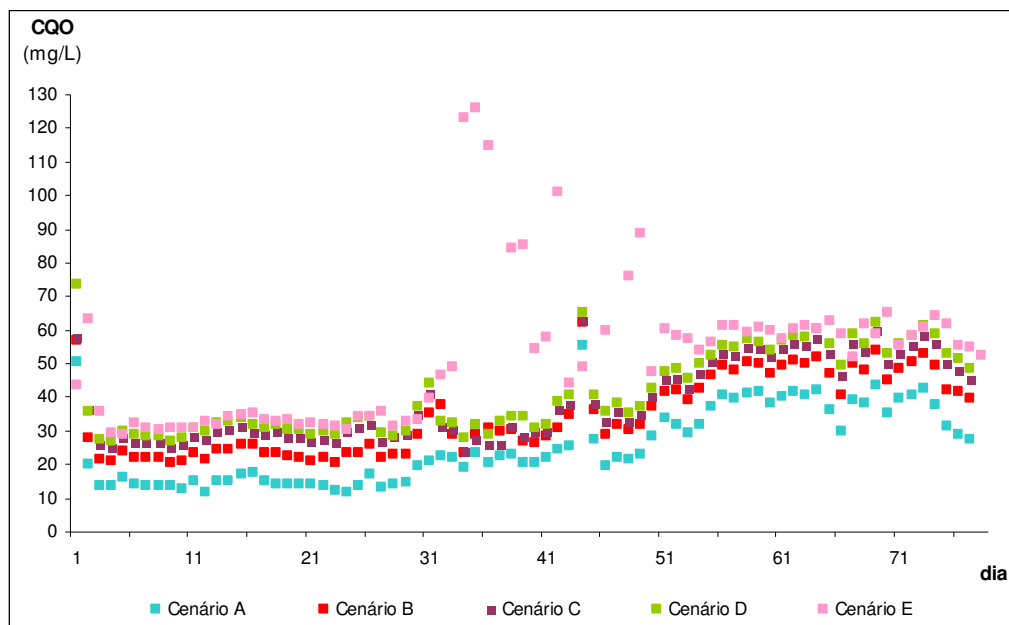
Como referido no capítulo 6, por forma a avaliar a capacidade de tratamento da ETAR de Fernão Ferro, para as actuais condições de afluência, foi efectuada uma análise que consistiu na simulação do comportamento do reactor biológico face à chegada de diferentes gamas de caudais de efluentes de fossas sépticas, tendo-se obtido os seguintes resultados:



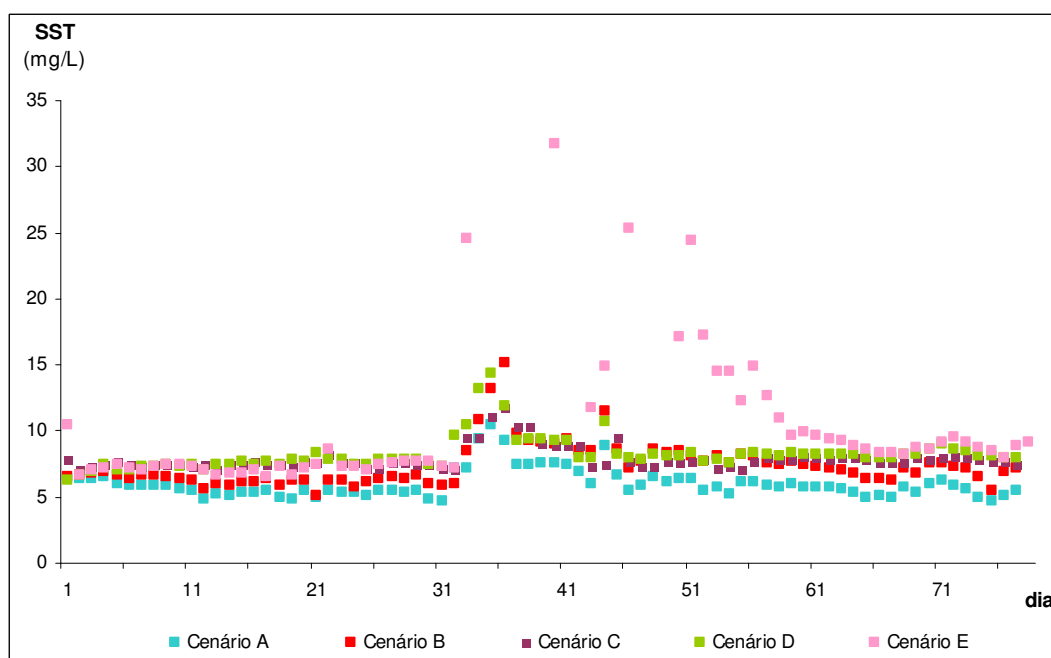
**Figura AIV.19** – Resultados obtidos através da aplicação do modelo calibrado para um período de simulação de 77 dias – variação dos valores de caudal médio diário obtidos para o efluente final tratado para cada uma das gamas de caudal adoptadas



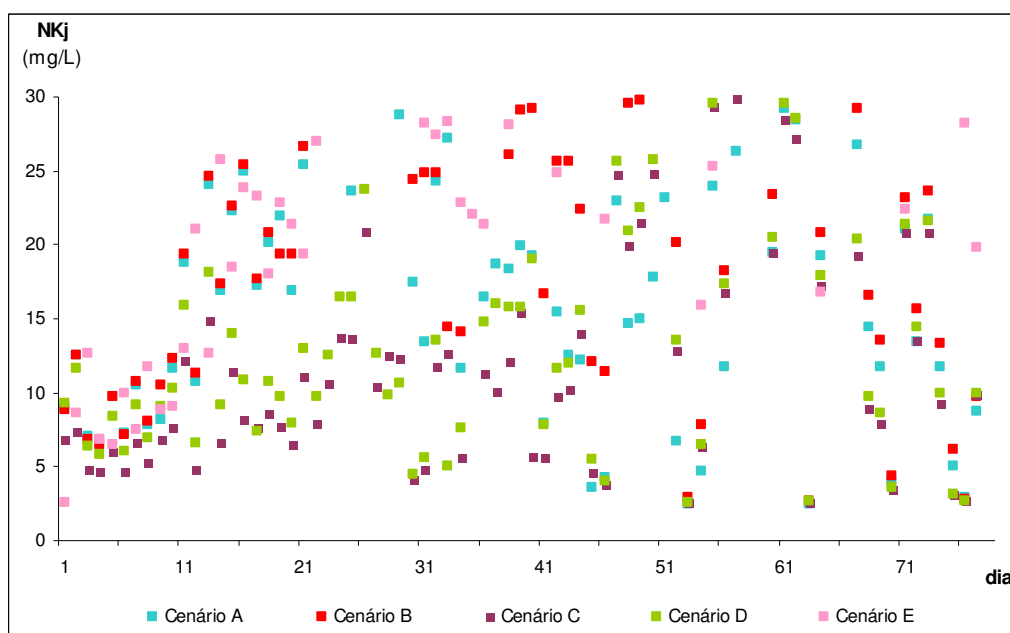
**Figura AIV.20** – Resultados obtidos através da aplicação do modelo calibrado para um período de simulação de 77 dias – variação dos valores de CBO<sub>5</sub> obtidos para o efluente final tratado para cada uma das gamas de caudal adoptadas



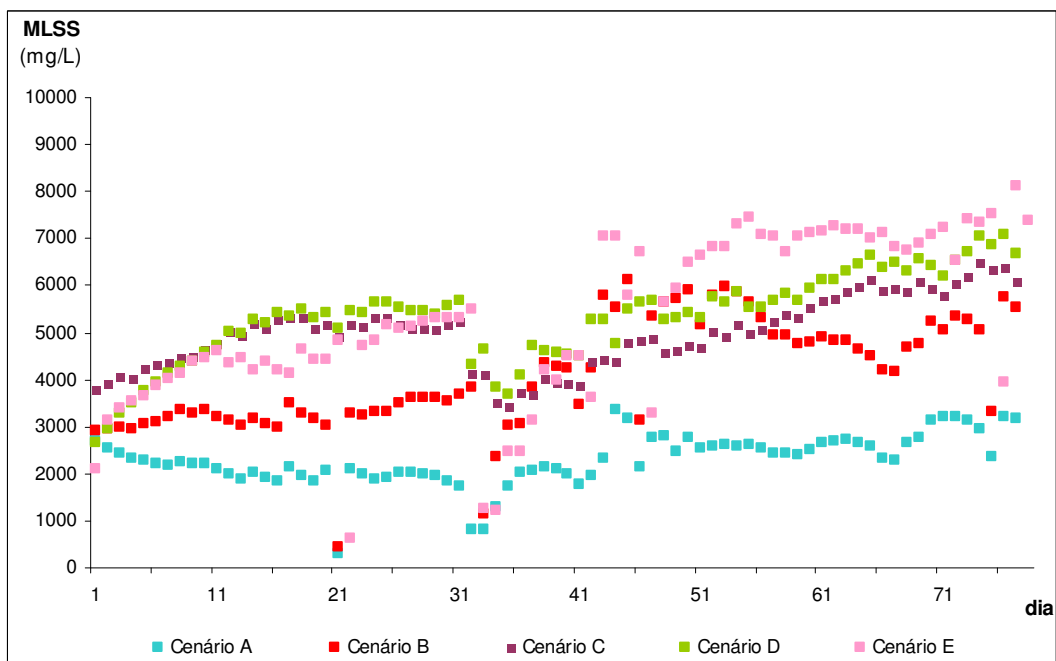
**Figura AIV.21** – Resultados obtidos através da aplicação do modelo calibrado para um período de simulação de 77 dias – variação dos valores de CQO obtidos para o efluente final tratado para cada uma das gamas de caudal adoptadas



**Figura AIV.22** – Resultados obtidos através da aplicação do modelo calibrado para um período de simulação de 77 dias – variação dos valores de SST obtidos para o efluente final tratado para cada uma das gamas de caudal adoptadas

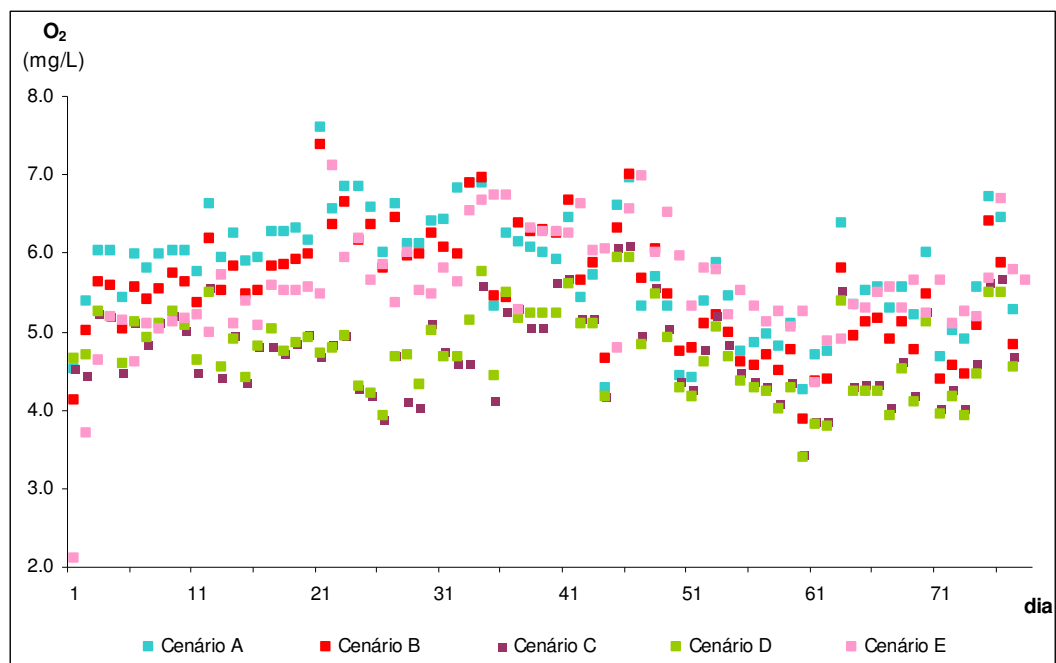


**Figura AIV.23** – Resultados obtidos através da aplicação do modelo calibrado para um período de simulação de 77 dias – variação dos valores de NKj obtidos para o efluente final tratado para cada uma das gamas de caudal adoptadas



**Figura AIV.24** – Resultados obtidos através da aplicação do modelo calibrado para um período de simulação de 77 dias – variação dos valores de MLSS obtidos no reactor biológico para cada uma das gamas de caudal adoptadas





**Figura AIV.25** – Resultados obtidos através da aplicação do modelo calibrado para um período de simulação de 77 dias – variação dos valores de  $O_2$  dissolvido obtidos no reactor biológico para cada uma das gamas de caudal adoptadas